

Modelamiento y simulación de reactores secuenciales discontinuos en un proceso de digestión anaeróbica

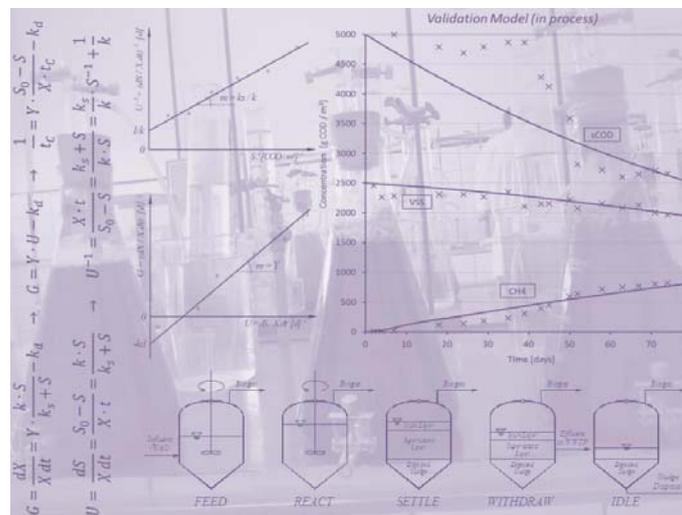
TESISTA: ING. SEBASTIÁN FIOTTO

DIRECTOR: DR. HORACIO D. CAMPAÑA

TESIS PARA ACCEDER AL GRADO DE MAGÍSTER EN INGENIERÍA
AMBIENTAL

GRUPO DE INVESTIGACIÓN EN INGENIERÍA AMBIENTAL

Facultad Regional BAHÍA BLANCA
Universidad Tecnológica Nacional – U.T.N.
Argentina



Editorial de la Universidad Tecnológica Nacional – edUTecNe

<http://www.edutecne.utn.edu.ar>

edutecne@utn.edu.ar

© [Copyright] La Editorial de la U.T.N. recuerda que las obras publicadas en su sitio web son de libre acceso para fines académicos y como un medio de difundir la producción cultural y el conocimiento generados por docentes universitarios y autores auspiciados por las universidades, pero que estos y edUTecNe se reservan el derecho de autoría a todos los fines que correspondan.



UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL BAHÍA BLANCA
GRUPO DE INVESTIGACIÓN EN INGENIERÍA AMBIENTAL

TESIS

MODELAMIENTO Y SIMULACIÓN DE REACTORES SECUENCIALES
DISCONTINUOS EN UN PROCESO DE DIGESTIÓN ANAERÓBICA

TESIS PARA ACCEDER AL GRADO DE MAGÍSTER EN INGENIERÍA AMBIENTAL

DIRECTOR: DR. HORACIO D. CAMPAÑA

TESISTA: ING. SEBASTIÁN FIOTTO

DICIEMBRE DE 2013

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer a todas las personas que colaboraron para que pueda llevar adelante este trabajo, especialmente a mi director Dr. Horacio Campaña y a mis compañeros que trabajaron junto a mí en este proyecto, Ing. Patricia Benedetti, Téc. Ariel Airasca y Mg. Alicia Hernández.

Además quiero agradecer a las instituciones que me brindaron el apoyo para desarrollar esta tesis, a la Facultad Regional Bahía Blanca de la Universidad Tecnológica Nacional y al Grupo de Investigación GEIA, como así también a la Directora de la Carrera de Maestría en Ingeniería Ambiental Mg. Aloma Sartor.

Por último agradezco a mi familia, en especial a mi esposa y a mis hijos por el apoyo incondicional.

INDICE DE CONTENIDO

RESUMEN	10
1. INTRODUCCIÓN	13
1.1 Antecedentes	14
1.2 Principios de la Digestión Anaeróbica	18
1.2.1 Bioquímica del proceso.....	20
1.2.2 Factores Limitantes	23
1.2.2.1 pH.....	24
1.2.2.2 Temperatura	24
1.2.2.3 Tiempo de Retención Hidráulica y de Sólidos.....	25
1.2.3 Tipos de digestores anaeróbicos.....	26
1.2.3.1 Digestor de baja carga (Standard-Rate Digestion).....	26
1.2.3.2 Digestor de Alta Carga (High-Rate Digester).....	27
1.2.3.3 Digestor de dos etapas (Two-Stage digester).....	28
1.2.3.4 Reactor Discontinuo Secuencial Anaeróbico (ASBR).....	30
2. OBJETIVOS E HIPÓTESIS	32
3. MARCO TEÓRICO, MÉTODOS Y MATERIALES	34
3.1 Marco Teórico	35
3.2 Métodos	36
3.2.1 Determinación de Constantes del Modelo	36
3.2.2 Resolución de Ecuaciones del Modelo	37
3.3 Materiales	38
3.3.1 Reactores a Escala Laboratorio	38
3.3.2 Caracterización de los Barros.....	42

3.4	Métodos Analíticos para Ensayos de Laboratorio	43
4.	<i>RESULTADOS Y DISCUSIÓN</i>	44
4.1	Desarrollo del Modelo.....	45
4.1.1	Cinética de Remoción del Sustrato	46
4.1.2	Cinética de Crecimiento de Biomasa	49
4.1.3	Producción de Metano.....	54
4.1.4	Formulación del Modelo.....	56
4.1.5	Constantes Cinéticas y Estequiométricas.....	57
4.2	Resultados de Laboratorio	62
4.3	Evaluación de los Resultados de Laboratorio	67
4.4	Determinación de Constantes Cinéticas.....	69
4.5	Resultados de la Simulación.....	71
5.	<i>CONCLUSIONES.....</i>	77
6.	<i>REFERENCIAS.....</i>	81
	<i>ANEXOS.....</i>	87

ÍNDICE DE FIGURAS

<i>Figura 1. Diagrama de flujo para el tratamiento de barros residuales</i>	<i>25</i>
<i>Figura 2. Esquema de las etapas de la digestión anaeróbica</i>	<i>28</i>
<i>Figura 3. Digestor de baja carga</i>	<i>32</i>
<i>Figura 4. Digestor de alta carga</i>	<i>33</i>
<i>Figura 5. Digestor de dos etapas.....</i>	<i>34</i>
<i>Figura 6. Digestor ASBR.....</i>	<i>36</i>
<i>Figura 7. Reactores anaeróbicos a escala laboratorio</i>	<i>47</i>
<i>Figura 8. Reactores, sellos de agua y probetas para medir biogás</i>	<i>47</i>
<i>Figura 9. Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de la Maltería</i>	<i>48</i>
<i>Figura 10. Digestor a escala piloto</i>	<i>49</i>
<i>Figura 11. Cinética de remoción de sustrato</i>	<i>59</i>
<i>Figura 12. Cinética de crecimiento de biomasa</i>	<i>60</i>
<i>Figura 13. Comportamiento en el crecimiento de biomasa y consumo de sustrato para procesos en batch.....</i>	<i>63</i>
<i>Figura 14. Esquema Reactor Anaeróbico Secuencial Discontinuo.....</i>	<i>64</i>
<i>Figura 15. Determinación de constantes “k” y “ks”</i>	<i>70</i>
<i>Figura 16. Determinación de constantes “Y” y “k_d”</i>	<i>71</i>
<i>Figura 17: Evolución del pH en los reactores.....</i>	<i>72</i>
<i>Figura 18: Sólidos totales volátiles y fijos en los reactores</i>	<i>73</i>
<i>Figura 19: Sólidos totales suspendidos y disueltos en los reactores.....</i>	<i>73</i>
<i>Figura 20: Evolución de sólidos suspendidos volátiles en los reactores</i>	<i>74</i>
<i>Figura 21: Evolución de la DQO total y soluble en los reactores</i>	<i>75</i>
<i>Figura 22: Remoción de la DQO soluble</i>	<i>76</i>
<i>Figura 23: Biogás generado en los reactores.....</i>	<i>76</i>
<i>Figura 24: Tasa de generación de biogás en los reactores.....</i>	<i>77</i>

<i>Figura 25: Recta de regresión para hallar k y k_s.....</i>	<i>79</i>
<i>Figura 26: Recta de regresión para hallar Y y k_d.....</i>	<i>80</i>
<i>Figura 27: Simulación 1. S (1a), X (2a) y CH_4 (3a)</i>	<i>82</i>
<i>Figura 28: Simulación 2. S (1a), X (2a) y CH_4 (3a)</i>	<i>83</i>
<i>Figura 29: Simulación 3. S (1a), X (2a) y CH_4 (3a)</i>	<i>84</i>
<i>Figura 30: Simulación 4. S (1a), X (2a) y CH_4 (3a)</i>	<i>85</i>
<i>Figura 31: Resultados de la modelación y experimentales</i>	<i>86</i>

ÍNDICE DE TABLAS

<i>Tabla 1: Tiempo de retención de sólidos sugerido para el diseño de digestores anaeróbicos</i>	<i>31</i>
<i>Tabla 2: Caracterización del barro fresco, estabilizado y mezcla</i>	<i>50</i>
<i>Tabla 3: Composición de materia orgánica del barro fresco</i>	<i>51</i>
<i>Tabla 4: Representación matricial de las reacciones bioquímicas</i>	<i>66</i>
<i>Tabla 5: Comparación de resultados con otros valores reportados en la bibliografía</i>	<i>78</i>
<i>Tabla 6: Comparación de resultados determinación de constantes cinéticas del modelo</i>	<i>81</i>

GLOSARIO

- ADM: Modelo de digestión anaeróbica (Anaerobic digestion model)
- AGV: Ácidos grasos volátiles
- ANPCyT: Agencia Nacional de Promoción Científica y Tecnológica
- ASBR: Reactor secuencial discontinuo anaeróbico (Anaerobic sequential batch reactor)
- ASM: Modelo de barros activados (Activated sludge model)
- DBO: Demanda bioquímica de oxígeno
- DQO: Demanda química de oxígeno
- EDO: Ecuaciones diferenciales ordinarias
- G: Velocidad específica de crecimiento de biomasa
- GEI: Gases de efecto invernadero
- HRT: Tiempo de retención hidráulica (Hydraulic retention time)
- θ : Tiempo de retención hidráulica
- θ_c : Tiempo de retención celular
- INTA: Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria
- IWA: Asociación Internacional del Agua (International Water Association)
- k : Máxima velocidad específica de utilización del sustrato
- k_d : Coeficiente endógeno o de decaimiento de biomasa
- k_s : Constante media de saturación
- MS: Materia seca
- μ : Velocidad específica de crecimiento de la biomasa
- S: Sustrato
- SBR: Reactor secuencial discontinuo (Sequential batch reactor)
- SRT: Tiempo de retención de sólidos (Solids retention time)
- SSV: Sólidos suspendidos volátiles
- SST: Sólidos suspendidos totales
- ST: Sólidos totales
- SV: Sólidos volátiles
- U: Velocidad específica de utilización de sustrato
- UASB: Reactor anaeróbico de manto de barros y flujo ascendente (Upflow Anaerobic Sludge Blanket)
- X: Biomasa
- Y: Coeficiente estequiométrico de producción de biomasa

RESUMEN

La tecnología de tratamiento de efluentes mediante Reactores Secuenciales Discontinuos, SBR, por su sigla en inglés (Sequential Batch Reactor), es una interesante alternativa a los tratamientos convencionales. Las características más importantes de la misma son: diseño compacto y gran flexibilidad operativa, lo que la hace particularmente atractiva para sistemas medianos y pequeños.

Aunque para aprovechar estas particularidades resulta esencial disponer e implementar de una estrategia de control en tiempo real capaz de automatizar el manejo de las variables del proceso. Asimismo se ha demostrado que la utilización de procesos anaeróbicos (con SBR), es ventajoso para el tratamiento de residuos de tipo agroindustriales (por ejemplo estiércoles).

Teniendo en cuenta lo mencionado antes, en esta tesis se propone un modelo matemático de un proceso de digestión anaeróbica, de los barros excedentes de una planta de tratamiento de efluentes (barros activados) de una maltería de cebada cervecera, utilizando reactores secuenciales de tipo discontinuo.

El modelo representa las distintas interacciones entre las fases presentes, partiendo de datos experimentales publicados para sistemas similares, como así también de datos experimentales propios obtenidos tanto a nivel laboratorio como a escala piloto.

El modelo tiene en cuenta los procesos cinéticos de hidrólisis, fermentación acidogénica y generación de Metano.

Las ecuaciones diferenciales básicas que representan el proceso, se obtuvieron a partir de balances de materia (sustrato-biomasa), teniendo además en cuenta la generación de biogás (Metano, Anhídrido carbónico).

El modelo desarrollado permite predecir volúmenes generados de biogás, disminución de sólidos volátiles y DQO (Demanda química de oxígeno) residual.

Los modelos dinámicos de reactores biológicos se utilizan para evaluar el comportamiento de un proceso de tratamiento ante variaciones en las condiciones operativas, y también para controlar con ayuda de computadora/microprocesadores dichos procesos. Se describe el tratamiento biológico a través de un grupo de componentes del agua residual, que siguen distintos procesos biológicos de transformación, y cuya concentración se expresa a través de un sistema de ecuaciones diferenciales, que se obtienen mediante balances de materia de los diferentes componentes. En algunos casos además se aplican balances de energía y/o de cantidad de movimiento.

En este trabajo se estudiaron procesos biológicos donde la biomasa heterótrofa se encontraba suspendida (Reactores Secuenciales Discontinuos Anaeróbicos), asumiendo condiciones de mezclado ideal. La modelización inicial correspondió a reactores homogéneos de tipo discontinuo (mezcla completa), que pueden describirse en forma teórica mediante ecuaciones diferenciales ordinarias. El modelamiento inicial de estos procesos se realizó con una geometría sencilla (tanque agitado), y las técnicas de resolución matemática fueron las convencionales (Euler, Runge-Kutta, Runge-Kutta-Fehlberg).

Sustrato y biomasa fueron los componentes iniciales del proceso. El sustrato estuvo compuesto por la materia orgánica del agua residual, en forma disuelta (soluble) o suspendida (particulada), pudiendo ser biodegradable o no, en diferentes grados. Los sólidos orgánicos se hidrolizan como etapa inicial de la degradación biológica. La complejidad de la modelación puede incrementarse gradualmente en la medida que se dispone de datos experimentales que permitan el ajuste correspondiente.

Los procesos cinéticos que afectan a los componentes (Sustrato-Biomasa), es decir, que modifican las concentraciones de los componentes en los reactores pueden ser numerosos y difíciles de conocer con exactitud, de allí la complejidad de ajuste de los parámetros cinéticos en cada una de las etapas (hidrólisis, fermentación acidogénica y producción de Metano).

Se inició la modelización partiendo de la información disponible en la literatura especializada, ajustándose luego con datos experimentales. Las variables de entradas

y salidas del proceso, fueron: flujo de agua residual, barros estabilizados, biomasa en suspensión, carga orgánica y biogás.

De los balances de sustrato y biomasa se obtuvieron las ecuaciones diferenciales ordinarias que constituyen el núcleo del modelo matemático del proceso de digestión anaeróbica, en este caso particular empleando Reactores Secuenciales Discontinuos. Estos procesos son de complejidad creciente, en la medida que el número de variables en consideración es mayor. La interacción entre procesos cinéticos y componentes se representó de manera compacta mediante la matriz de Petersen (1965).

Las ecuaciones ordinarias en el tiempo, tuvieron como incógnitas, la evolución de sustrato y biomasa, que se deben determinar. Esto constituyó un típico problema de valor inicial. En forma preliminar, la inicialización se realizó con valores de referencia de la bibliografía, y luego fueron ajustados al sistema particular (tipo de sustrato y condiciones operativas), con datos experimentales de laboratorio y planta piloto (Hernández *et al.*, 2008 y Campaña *et al.*, 2009).

Se partió de condiciones iniciales conocidas y se propuso una evolución temporal de las variables de entrada para el período de operación a simular. En estas condiciones, las ecuaciones diferenciales se resolvieron por los métodos numéricos convencionales para las ecuaciones diferenciales ordinarias en problemas de valor inicial. Se utilizó un software especializado para la resolución de las ecuaciones del modelo (FlexPDE 5.0), que utiliza la resolución numérica de ecuaciones diferenciales ordinarias, con instrucciones de integración de alto nivel (algoritmos de integración).

1. INTRODUCCIÓN

1. Introducción

1.1 Antecedentes

A nivel internacional, en los últimos 30 años se ha avanzado en el estudio y aplicación de tratamiento anaeróbico de residuos, alcanzando importantes desarrollos en la modelización de estos procesos, marcando un acercamiento tecnológico y científico al convencional tratamiento aeróbico (Henze *et al.*, 1987, 1995).

El tratamiento biológico de las aguas residuales se desarrolló en forma empírica hasta mediados del siglo XX cuando comenzaron a desarrollarse las primeras expresiones matemáticas que describían los procesos fundamentales, (Orozco, 2005).

La complejidad del tratamiento anaeróbico y la menor experiencia con estos procesos (en comparación con sistemas aeróbicos) son las razones para que existan variaciones entre los modelos propuestos, no habiendo aún uniformidad de criterios en relación con algunos aspectos de la modelización de dichos procesos.

En principio pueden considerarse los modelos dinámicos para la digestión anaeróbica desarrollados por Lawrence y McCarty (1969), Andrews y Graeff (1971), Mosey (1983), Moletta *et al.* (1986), como precursores. Modelos aún más descriptivos propuestos posteriormente por Costello *et al.* (1991), Ryhiner *et al.* (1993), Massé y Droste (1999), y Dochain y Vanrolleghem (2001), han incluido aspectos no contemplados antes dentro de la modelización.

El enfoque moderno de la modelización de digestión anaeróbica en bioreactores, ha estado orientada a la generación de modelos que puedan expresar el fenómeno completo en una sola descripción matemática (Batstone *et al.*, 2002). Sin embargo, cuando el objetivo final de la modelización es el control automatizado, es fundamental que el modelo tenga un desempeño satisfactorio (evitando problemas de inestabilidad operativa cuando el control se realiza con microprocesadores o sistemas de cómputo más complejos), aún a expensas de una menor precisión en la predicción

del sistema físico real (Andrews, 1993), (Van Impe *et al.*, 1998), (Bernard *et al.* 2001).

La automatización de procesos y el uso de sistemas computarizados en plantas y procesos de tratamientos de efluentes y residuos, se ha incrementado notablemente, requiriendo por tanto una arquitectura de control cada vez más compleja (Häck y Wiese, 2006). En tal sentido la consolidación de la modelización matemática de los procesos de tratamiento ha permitido el desarrollo de metodologías de simulación que facilitan el diseño y evaluación de estrategias de control (Coop, 2002). Como consecuencia existen numerosas publicaciones con estudios realizados a escala piloto e industrial, donde se demuestran las ventajas de los distintos modelos en términos de estabilidad y optimización de costos operativos de los procesos, así como mejoras en la calidad de los efluentes tratados.

En nuestro país la aplicación de tecnología de tratamiento anaeróbico de residuos, continúa siendo incipiente, con escasos desarrollos en aplicaciones concretas. Son de destacar los trabajos del INTA (Castelar) resolviendo problemas de residuos agropecuarios (Hilbert, 1985).

Continúa siendo en nuestro medio, un problema no resuelto el control en la operación de sistemas anaeróbicos, lo cual puede verificarse en las distintas plantas de tratamiento de efluentes cloacales, donde la digestión anaeróbica del exceso de barros de los tratamientos aeróbicos tienen dificultades operativas marcadas y reiteradas. De allí la importancia del trabajo desarrollado, que propone, no sólo aplicar y adaptar una tecnología simple y económica para el tratamiento de efluentes con la consiguiente obtención de biogás y valor agregado del residuo estabilizado, sino de desarrollar capacidad para controlar el proceso en forma automática, tratando de resolver los problemas antes mencionados, mediante sistemas robustos de control soportados en un modelo matemático que represente confiablemente la dinámica del proceso y que sea capaz de predecir el comportamiento del proceso de digestión anaeróbica utilizando reactores secuenciales discontinuos. Se destaca la contribución ambiental de la propuesta por la recuperación del valor energético (biogás como energía alternativa) así como la disminución en la emisión de GEI (Gases de efecto invernadero).

Esta tesis se desarrolló en el GEIA (Grupo de Estudio de Ingeniería Ambiental, de la Facultad Regional Bahía Blanca), dentro de la línea de investigación "Sistemas Naturales de Tratamiento de Residuos y Efluentes" donde el estudio y la aplicación de tecnología de digestión anaeróbica de residuos tiene más de 10 años de trayectoria.

El grupo de investigación ha trabajado con reactores anaeróbicos procesando efluentes de frigoríficos, criaderos de aves, cloacales, etc. con trabajos presentados en Congresos Nacionales e Internacionales (Campana *et al.*, 1994, 2008 y 2009) y en proyectos de asistencia técnica a PYMES. En este sentido el grupo de investigación presentó un proyecto a la convocatoria ANR 2003 de FONTAR, resultando adjudicada la propuesta (NA36/2003) para la empresa avícola Trenque Lauquen SH (Planta piloto para la digestión anaeróbica de estiércol de gallinas ponedoras, una alternativa de mejora sanitaria y ambiental en la producción de huevos).

En relación con la digestión anaeróbica de barros efluentes de maltería se presentó el siguiente trabajo: "Anaerobic digestion of activated sludges from malting wastewaters - Industrial - Organic agriculture cooperation- 1º part: Laboratory stage" en el 10º Congreso Internacional de Digestión Anaeróbica AD10, realizado en Montreal- Canadá, y publicado en Proceedings Volume 4-pag 2086-2094, Campana (2004).

En 2004 se presentó un proyecto a la convocatoria PAV (Proyectos para áreas de vacancia) de la ANPCyT, cuyo título es: "Digestión Anaeróbica de Residuos Agroindustriales", en la categoría Contaminación Ambiental y con el requisito de tener una Institución Asociada que cofinanciara la propuesta. El Proyecto "Digestión Anaeróbica de Residuos Agroindustriales", resultó seleccionado por la ANPCyT, y se convalidó mediante el Contrato Nro 22616 (vigente desde junio de 2007, hasta junio de 2010), entre la ANPCyT, la Facultad Regional Bahía Blanca de la UTN, como Institución Beneficiaria y sede del Director y Grupo de Investigación a cargo del Proyecto, y la Institución Asociada (cofinanciadora) CARGILL SACI. En dicho Proyecto se destaca la construcción de un equipo piloto en la Maltería de Cebada de Cargill SACI en Ing. White (Bahía Blanca), y la adquisición de un cromatógrafo para

medir composiciones de biogás, a instalar en el laboratorio de GEIA - FRBB/UTN (el cromatógrafo se encuentra actualmente en proceso de instalación).

A nivel nacional se han presentado varios trabajos vinculados con la digestión anaeróbica de residuos agroindustriales, que indican los avances realizados en este tema.

“Producción de Biogás a partir del exceso de barros del tratamiento de efluentes de una maltería de cebada” Campaña Horacio, Benedetti Patricia, Prieto Analiz, Linquiman Patricio. XXII IACChE (CIIQ) 2006 / V CAIQ- Octubre 2006.

“Optimización del balance energético en la estabilización de barros residuales - producción de biogas - escalas laboratorio y piloto” Campaña H , Benedetti P, Prieto A, Linquimán P (pag. 76 (Resúmenes) 2do Congreso HYFUSEN - Junio 2007 - Posadas - Misiones Argentina.

A nivel internacional y en vinculación directa con el tema del presente trabajo se presentó un avance sobre la tecnología de digestión anaeróbica, aplicando reactores secuenciales discontinuos, ya que la planta piloto construida y disponible para las experiencias a escala semi-industrial puede ser operada tanto en forma continua como discontinua, (Campaña *et al.*, 2008 y Hernández *et al.*, 2008).

1.2 Principios de la Digestión Anaeróbica

En el tratamiento biológico de las aguas residuales, especialmente en sistemas de barros activados, la disposición de los barros excedentes es un problema que representa un costo muy importante en la operación de plantas de tratamiento de aguas residuales (Baeyens *et al.*, 1997).

Las plantas de tratamiento de aguas residuales que utilizan el proceso de barros activados cuentan generalmente con un sedimentador primario que remueve del 50 a 60% de los sólidos suspendidos y del 30% al 40% de la DBO. Los barros provenientes de esta etapa contienen una baja concentración de materia sólida (del 1% al 3%) compuesta por materia orgánica putrescible (Tchobanoglous *et al.*, 2002).

Luego sigue el tratamiento biológico donde los microorganismos remueven la materia orgánica y sólidos suspendidos remanentes. Un sedimentador secundario separa la biomasa por gravedad, el efluente de la parte superior queda listo para el vuelco o posterior tratamiento terciario, y los barros del fondo que contienen del 1% al 2% de materia sólida compuesta por microorganismos, son purgados periódicamente del sistema de tratamiento para mantener constante la concentración de los mismos. Los barros provenientes de los sedimentadores primarios y secundarios se mezclan, se espesan generalmente en un espesador por gravedad y se envían a tratamiento.

De las diferentes posibilidades para el tratamiento de los barros, la digestión anaeróbica juega un rol importante por la capacidad de transformar la materia orgánica en biogás que contiene entre el 60% y 70 % de Metano medido en volumen, reducir el volumen final de los barros para la disposición final, estabilizar la materia orgánica obteniendo compuestos minerales útiles para la aplicación en suelos, destruir la mayoría de los organismos patógenos presentes en el agua residual y reducir los olores provenientes de la descomposición de la materia orgánica.

Así, la digestión anaeróbica reduce los costos de operación de las plantas de tratamiento y disminuye el impacto en el medio ambiente por la recuperación de energía y biofertilizantes.

La digestión anaeróbica se desarrolla en reactores anaeróbicos. Casi toda la materia orgánica puede ser digerida anaeróbicamente por microorganismos excepto los compuestos como la lignina y otros de menor degradabilidad. El biogás producido tiene un alto poder calorífico y es considerado como una fuente renovable de energía.

Aunque la digestión anaeróbica presenta muchas ventajas, existen algunas limitaciones en el proceso que son inevitables. Solo una fracción de la materia orgánica se puede descomponer, la velocidad de reacción del proceso anaeróbico es muy baja lo que se traduce en reactores de grandes volúmenes y altos costos, el proceso es muy sensible a las sustancias inhibidoras, la calidad del efluente sobrenadante requiere posterior tratamiento, así como el biogás debido a la presencia de compuestos de azufre. En relación con los biosólidos estabilizados, la presencia de metales pesados aumenta levemente su concentración luego de la digestión limitando la tasa de aplicación en suelo.

La Figura 1 muestra un diagrama de flujo para el tratamiento de los barros residuales mediante digestión anaeróbica.

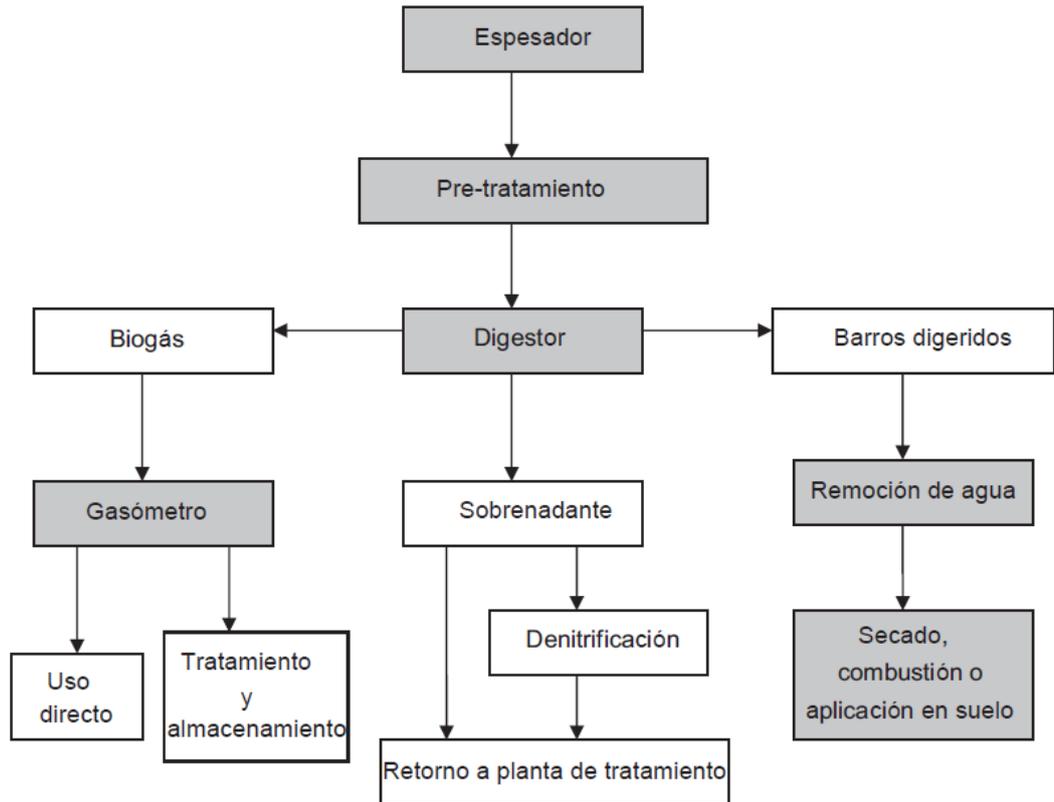


Figura 1. Diagrama de flujo para el tratamiento de barros residuales.

Adaptado de Appels et al. (2008)

1.2.1 Bioquímica del proceso

La digestión anaeróbica es un proceso complejo que requiere condiciones anaeróbicas estrictas (potencial óxido-reducción < -200 mV) para desarrollarse y depende de la actividad coordinada de varias familias de microorganismos para transformar la materia orgánica principalmente en Dióxido de carbono y Metano, (Qasim, 1999).

La bioquímica de la digestión anaeróbica incluye cuatro etapas básicas, Hidrólisis, Acidogénesis, Acetogénesis y Metanogénesis. Sin embargo la etapa limitante en la digestión anaeróbica es la hidrólisis, y por este motivo en los últimos tiempos se recurrió a la implementación de pretratamientos de los barros antes de la digestión anaeróbica, (Batstone et al., 2002).

En la hidrólisis el material particulado, los biopolímeros, y en general los compuestos orgánicos complejos, principales componentes de las aguas residuales, se convierten en sustratos orgánicos simples. Los productos de la hidrólisis son azúcares, aminoácidos, ácidos grasos volátiles de bajo peso molecular y alcoholes. Estos sustratos pueden ser asimilados por las bacterias acidogénicas o fermentativas para sufrir el proceso de glucólisis y otros procesos básicos del metabolismo bacteriano.

La hidrólisis tiene lugar externamente por acción de las exoenzimas. La hidrólisis de algunos sustratos simples es muy rápida, pero la de los sustratos complejos o particulados puede ser extremadamente lenta. Un ejemplo típico de ella es la de la sacarosa, que al incorporar una molécula de agua (hidrólisis) se descompone en dos azúcares isómeros, la glucosa y la fructuosa:



La exoenzima que propicia esta reacción es la *Glucosa Hidrolasa*. Inmediatamente los azúcares se incorporan a la glucólisis.

Una vez ocurrida la hidrólisis entran las bacterias fermentativas e inician el proceso de Acidogénesis mediante la glucólisis. Al llegar el proceso a la etapa de Piruvato, por condiciones de equilibrio termodinámico la continuidad del proceso depende de la existencia de aceptores externos de electrones. Si éstos no existen ocurre entonces una reacción que produce ácido acético (acetato) e Hidrógeno, y además se producen otros ácidos grasos volátiles (AGV), como el propiónico, butírico, etc. La reacción fundamental es la siguiente:

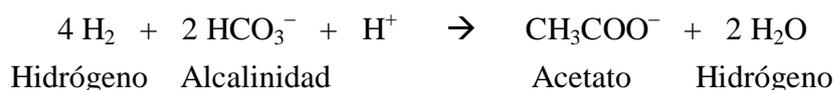


La acumulación del Hidrógeno dificulta la descomposición de la glucosa. De hecho existe un límite termodinámico, una concentración máxima de Hidrógeno permisible para que prosiga la descomposición anaeróbica que se da en términos de presión

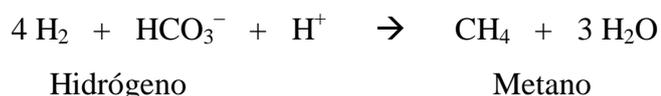
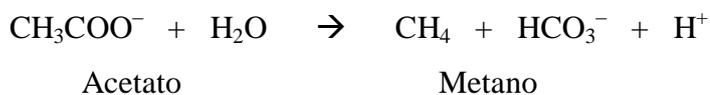
parcial, ésta debe ser menor que 10^{-4} atmósferas. Si esto no ocurre la reacción anterior se detiene y procede solo la que produce los AGV distintos del ácido acético.

Para que la digestión anaeróbica prosiga, es necesario que los AGV se conviertan en Ácido acético (Acetogénesis Acidoclástica), pues éste es el único ácido graso que se puede metanizar. Hay otros compuestos que se pueden metanizar, como el metanol y el ácido fórmico, pero no son frecuentes en la digestión anaeróbica.

Aunque hay bacterias que pueden metanizar el Hidrógeno, también existen bacterias que en las condiciones de la digestión anaeróbica pueden producir Ácido acético a partir del Hidrógeno, este proceso se conoce como la Acetogénesis Hidrogenoclástica. Tiene la función primordial de mantener el pH por debajo de los límites necesarios.



Por último la Metanogénesis tiene dos rutas, una Hidrogenoclástica, y la otra Acetoclástica. En la primera las bacterias metanizan aproximadamente el 30% del sustrato original. Es una reacción muy ágil y compite con la Acetogénesis Hidrogenoclástica. La segunda es la reacción más importante en la digestión anaeróbica y es responsable de la producción del 70% del Metano. Existen solo dos especies de bacterias que producen esta reacción: la *Metanotrix* y la *Metanosarcina*.



La Figura 2 muestra un esquema de resumen de las etapas que ocurren durante la digestión anaeróbica.

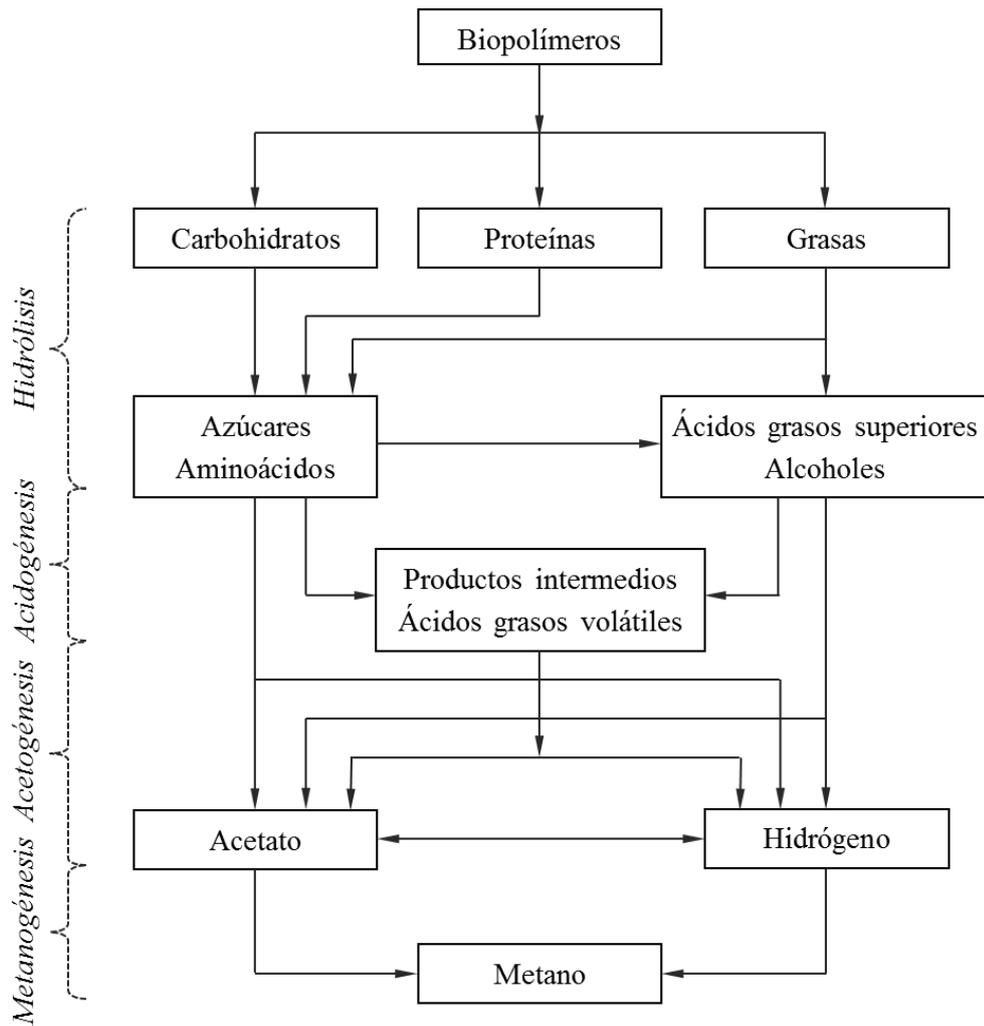


Figura 2. Esquema de las etapas de la digestión anaeróbica. (Orozco, 2005)

1.2.2 Factores Limitantes

El ambiente anaeróbico es susceptible a la variación de ciertos parámetros importantes que influyen en las tasas de reacción de los procesos. El pH, la alcalinidad, la temperatura y el tiempo de residencia son los parámetros fundamentales que controlan el proceso de digestión anaeróbica.

1.2.2.1 pH

Cada grupo de microorganismos tiene un rango óptimo de pH. Las bacterias Metanogénicas son extremadamente sensibles a la variación del pH, siendo el rango óptimo 6,5 a 7,2. Los microorganismos fermentativos son poco sensibles a las variaciones de pH y pueden sobrevivir en un amplio rango que va de 4 a 8,5. A bajos valores de pH se producen Ácido acético y butírico mientras que a valores altos de pH se producen Ácido acético y propiónico. (Turovskiy *et al.*, 2006).

Los AGV producidos durante la digestión anaeróbica tienden a disminuir el pH del medio. Esta disminución es normalmente controlada por la actividad de las bacterias Metanogénicas que producen alcalinidad en términos de Dióxido de carbono, amonio y bicarbonato. El pH del medio es controlado por la concentración de Dióxido de carbono en la fase gaseosa y la concentración de bicarbonato en la fase líquida. Se debe mantener una capacidad de buffer de 70 meq CaCO_3/l o una relación molar de 1,4:1 de bicarbonato/AGV para asegurar la estabilidad del proceso de digestión, (Hwang *et al.*, 2004).

1.2.2.2 Temperatura

La temperatura tiene un importante efecto en las propiedades físico químicas de los componentes del sustrato. También influye en la tasa de crecimiento y en el metabolismo de los microorganismos, y marca la dinámica del crecimiento y decaimiento de la población en el reactor anaeróbico.

Las bacterias Metanogénicas acetoclásticas son el grupo más sensible al incremento de la temperatura. La temperatura tiene efectos más relevantes sobre la presión parcial de Hidrógeno en los digestores, influenciando en la cinética del crecimiento bacteriano. La termodinámica del proceso de digestión anaeróbica muestra que las reacciones endotérmicas como la transformación de propionato en acetato son más favorables a altas temperaturas, mientras que las reacciones exotérmicas como la Metanogénesis hidrogenoclástica son menos favorables a altas temperaturas.

Sin embargo, la aplicación de altas temperaturas (operando en el rango termofílico) tiene efectos adversos como el incremento de la fracción de amonio libre que actúa como inhibidor para el crecimiento de los microorganismos. Es importante mantener estable la temperatura de operación en el digestor, dado que las fluctuaciones impactan negativamente en el crecimiento bacteriano, especialmente en las Metanogénicas, (Rehm *et al.*, 2000).

1.2.2.3 Tiempo de Retención Hidráulica y de Sólidos

El tiempo de retención de sólidos (SRT) es el tiempo promedio que los sólidos permanecen en el digestor, mientras que el tiempo de retención hidráulica (HRT) es el tiempo promedio que la fase líquida del barro permanece en el digestor. La eficiencia del proceso de digestión está íntimamente relacionada con el tiempo de retención de sólidos, a mayor estadía, se obtiene un mayor grado de estabilidad y viceversa.

Periódicamente se purgan barros del fondo del digestor, y con ellos se va una fracción de la población de bacterias que debe ser compensada mediante el crecimiento bacteriano para mantener constante la concentración de microorganismos y prevenir la falla del proceso por el lavado de la biomasa activa.

Mc Carty (1964) estableció el tiempo de retención de sólidos mínimo para que el proceso de digestión anaeróbica sea viable y no se produzca el lavado de la biomasa activa, según la temperatura de operación del digestor. A partir de este valor fijó el tiempo de retención de sólidos óptimo o deseado que tiene en cuenta las limitaciones prácticas del proceso. La Tabla 1 muestra los valores indicados por dicho autor.

Temperatura de operación [°C]	HRT mínimo [días]	HRT óptimo [días]
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

Tabla 1: Tiempo de retención de sólidos sugerido para el diseño de digestores anaeróbicos.

Mc Carty (1964)

1.2.3 Tipos de digestores anaeróbicos

1.2.3.1 Digestor de baja carga (Standard-Rate Digestion)

Este tipo de digestor es el más simple y requiere largos períodos de residencia de 30 a 60 días. La Figura 3 muestra un esquema de funcionamiento del mismo. Este tipo de digestor normalmente no posee dispositivos de mezcla ni fuentes externas de energía para calentar el sustrato a digerir. Sin embargo la producción de biogás genera una corriente ascendente que ayuda a mezclar los barros, pero aún así, se forman estratificaciones.

En la parte superior se ubica una capa de espumas flotantes, luego viene la fase líquida sobrenadante, más abajo están los barros que se encuentran en el proceso de digestión, esta capa suele ser la mayor, y por último, están los barros ya digeridos sobre el fondo del digestor. Los líquidos sobrenadantes se descargan y se envían a la entrada de la planta de tratamiento de aguas residuales. Los barros digeridos se purgan periódicamente desde el fondo del digestor, (Tchobanoglous y Burton, 1991).

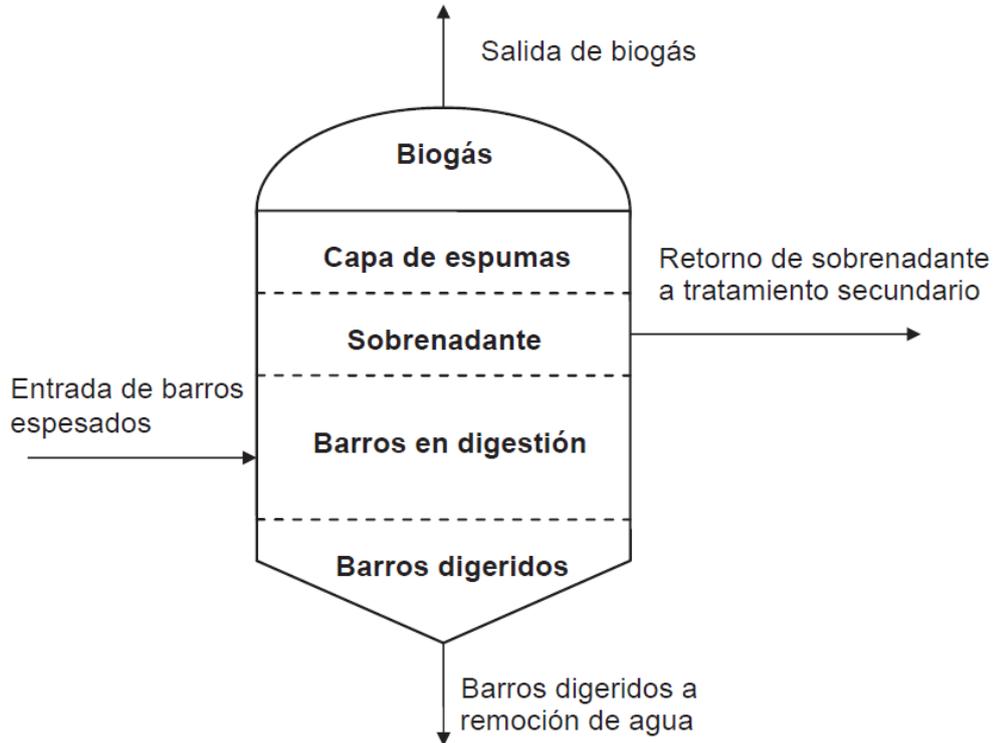


Figura 3. Digestor de baja carga. Metcalf & Eddy Inc. (1972)

1.2.3.2 Digestor de Alta Carga (High-Rate Digester)

Este tipo de digestor surge a partir de mejorar el funcionamiento del digestor de baja carga. Los barros se mantienen en constante agitación logrando una mezcla completa, se calientan para mejorar las tasas de crecimiento bacteriano y la alimentación de los barros es uniforme y con el mayor grado de espesamiento posible. Todas estas mejoras crean un ambiente uniforme que posibilitan reducir el tamaño del digestor, mejorar la estabilidad y la eficiencia del proceso.

Los barros se mezclan por la recirculación del biogás, bombeo o mezcladores. Además son calentados por intercambiadores de calor externos. La alimentación uniforme es muy importante y los barros deben ingresar en forma continua al digestor o a intervalos regulares para ayudar a mantener las condiciones de estado estacionario y reducir los picos de carga. Esto es fundamental ya que las bacterias Metanogénicas son muy sensibles a estos cambios.

Este tipo de digestor no es muy utilizado en la actualidad en las nuevas plantas de tratamiento de aguas residuales. Su uso se limita a pequeñas instalaciones. La Figura 4 muestra el funcionamiento de este digestor.

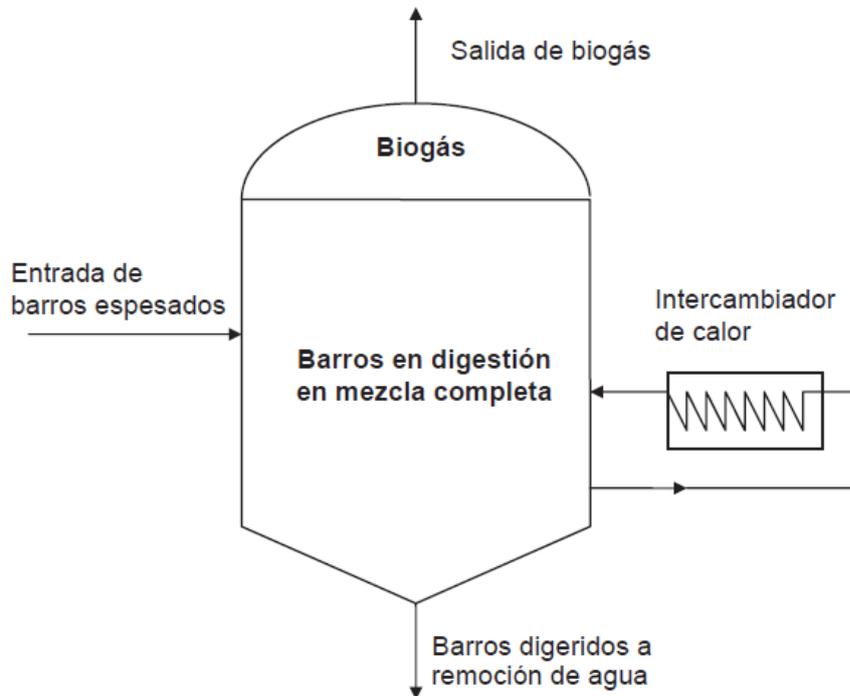


Figura 4. Digestor de alta carga. Tchobanoglous y Burton (1991)

1.2.3.3 Digestor de dos etapas (Two-Stage digester)

El digestor de dos etapas consta de un digestor de alta carga al cual se le acopla un segundo tanque que usualmente se lo llama digestor secundario, ver Figura 5, que recibe los sólidos digeridos y actúa como un sedimentador separando por gravedad el sobrenadante de los sólidos. Esta unidad no recibe calentamiento externo ni agitación.

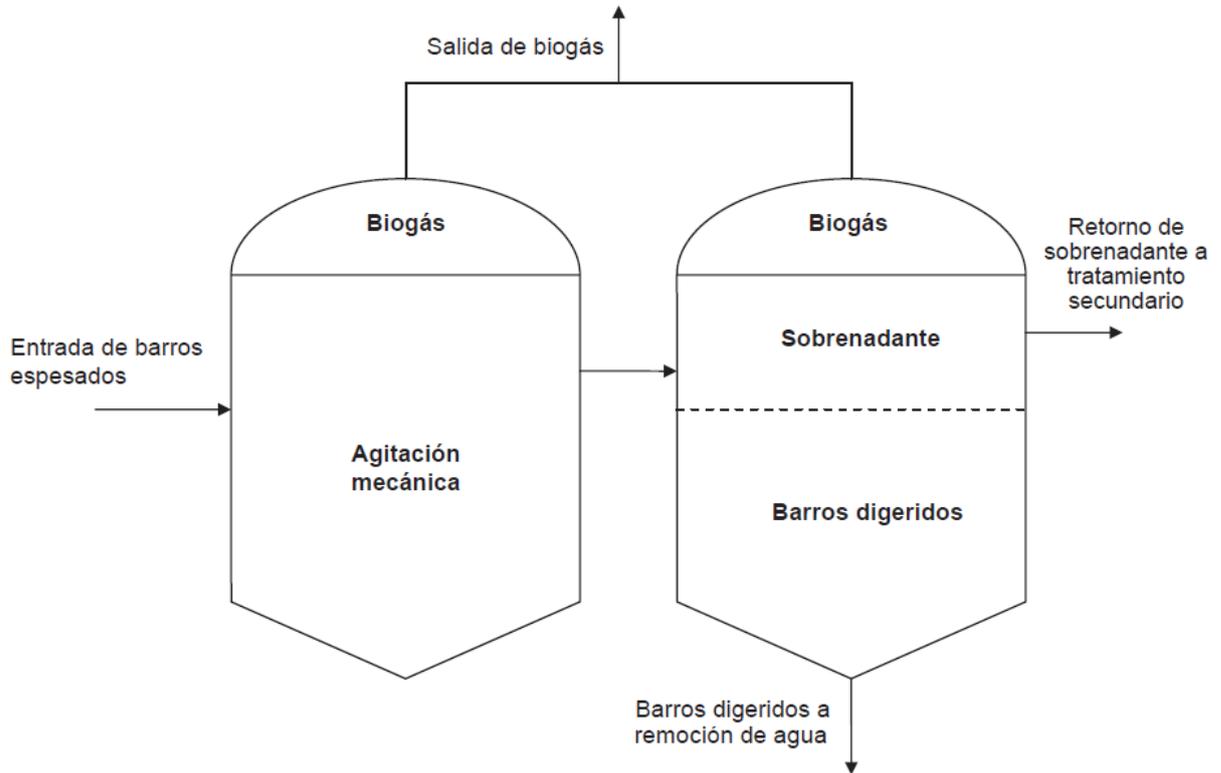


Figura 5. Digestor de dos etapas. Tchobanoglous y Burton (2002)

Los tanques pueden tener techos fijos o flotantes. Si el tanque secundario tiene techo de tipo flotante se puede utilizar como depósito de biogás. En el tanque secundario casi no se produce disminución de sólidos volátiles ni producción de biogás, similar al comportamiento de un sedimentador secundario. Habitualmente ambos tanques se diseñan idénticos para que puedan ser usados como digestores para mejorar las operaciones de mantenimiento.

El sobrenadante que se descarga del tanque de sedimentación contiene altas concentraciones de sólidos suspendidos. Este problema de sedimentación está asociado a la incompleta digestión en el tanque digestor que dejan pequeñas burbujas de gas que favorecen la flotación de los sólidos. Además debido a la agitación no se forman flocs de gran tamaño que permiten la fácil sedimentación.

Este tipo de digestor fue muy utilizado en las plantas de tratamiento, pero actualmente su uso es raro en plantas nuevas.

1.2.3.4 Reactor Discontinuo Secuencial Anaeróbico (ASBR)

El proceso que se desarrolla en un reactor de tipo ASBR puede considerarse como proceso de crecimiento en suspensión con reacción y separación de las fases líquida y sólida en la misma unidad. Se trata de una adaptación de los reactores SBR utilizados como método alternativo al sistema de barros activados.

La eficiencia de este tipo de reactor depende del desarrollo de la granulación en los barros que permiten una buena sedimentación de los mismos. Este tipo de granulación es similar a la que se forma en los reactores UASB utilizados para tratar aguas residuales, (Speece, 1996).

La operación normal de un ASBR para el tratamiento de aguas residuales consta de cuatro etapas secuenciales, la primera de alimentación, la segunda de reacción, la tercera de sedimentación, la cuarta de descarga del efluente. Para utilizar este reactor como digestor anaeróbico de barros residuales es necesario agregar una quinta etapa de purga de los barros digeridos. La Figura 6 muestra el funcionamiento de un ASBR utilizado como digestor anaeróbico.

Este tipo de digestor fue utilizado ampliamente por Massé (1995), Massé *et al.* (1997), Massé y Droste (1999), Massé *et al.* (2004) para el tratamiento de barros residuales provenientes de aguas residuales de la producción porcina, a temperaturas dentro del rango psicrófilico que van desde los 5 hasta los 20 °C, obteniendo resultados satisfactorios.

1. Introducción

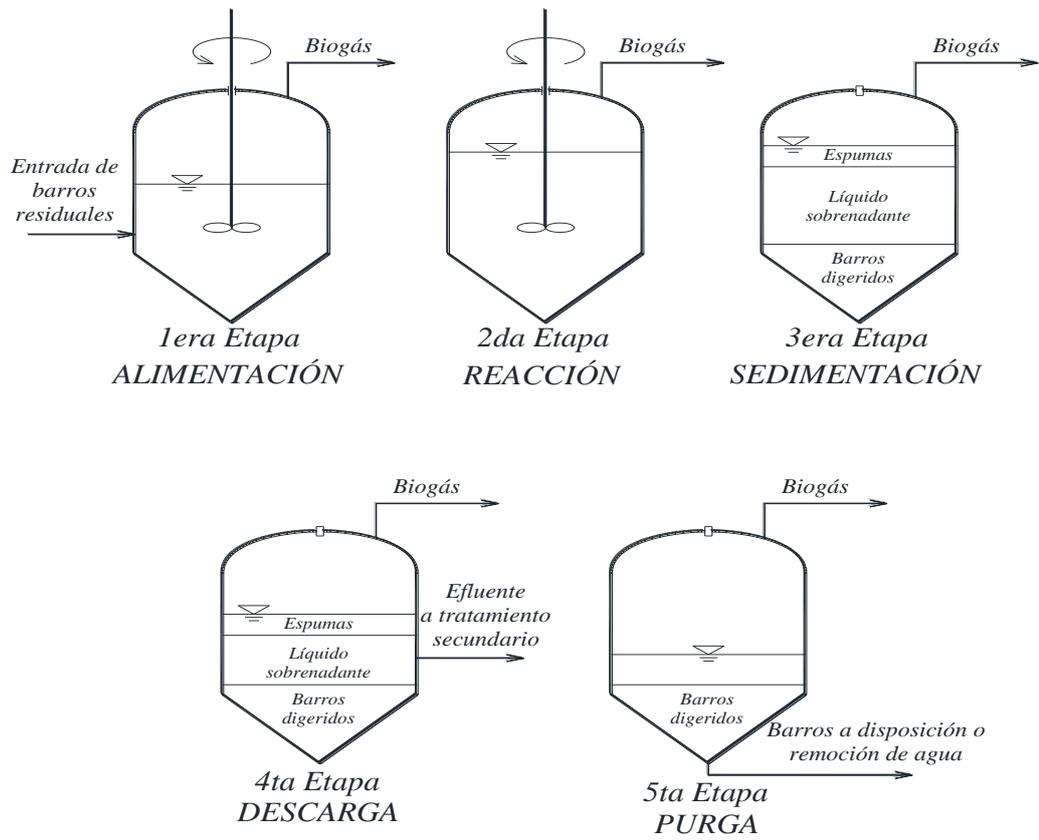


Figura 6. Digestor ASBR. Adaptado de Massé (1995)

2. OBJETIVOS E HIPÓTESIS

2. **Objetivos e Hipótesis**

El objetivo del trabajo fue desarrollar un modelo dinámico para simular la operación de Reactores Secuenciales Discontinuos durante la digestión anaeróbica de barros activados residuales provenientes de plantas de tratamiento de aguas residuales.

Complementariamente se plantearon los siguientes objetivos secundarios:

Determinar las constantes cinéticas del modelo para la simulación de la digestión anaeróbica de barros activados residuales provenientes de una maltería de cebada, mediante la utilización de datos experimentales obtenidos a escala laboratorio y piloto.

Determinar el tiempo de retención hidráulica óptimo en el reactor para optimizar la generación de biogás durante la digestión anaeróbica de los barros.

El trabajo se fundamentó en dos hipótesis principales, una relacionada al modelo utilizado para la simulación, y la otra, con el tipo de sustrato utilizado para la digestión anaeróbica.

Se asumió que era posible predecir el comportamiento de la digestión anaeróbica en un reactor discontinuo, con un grado de precisión razonable, utilizando un modelo matemático que involucrara las relaciones fundamentales entre sustrato, biomasa y biogás, utilizando una mínima cantidad de parámetros para el ajuste del mismo.

Por otro lado, se consideró viable el tratamiento por digestión anaeróbica de barros activados residuales que tienen un alto porcentaje de materia orgánica de difícil biodegradación (celulosa, hemicelulosa y lignina) y una baja concentración de materia sólida.

3. MARCO TEÓRICO, MÉTODOS Y MATERIALES

3.1 Marco Teórico

Como marco teórico para la formulación del modelo se utilizaron como base de partida las ecuaciones clásicas que describen los procesos involucrados en el tratamiento de aguas residuales.

Para la cinética de remoción del sustrato se utilizó la ecuación de Michaelis y Menten (1913) que describe la velocidad de reacción de muchas reacciones enzimáticas como las que ocurren dentro de los reactores biológicos.

En tanto que para describir el crecimiento de la biomasa se adoptó el modelo propuesto por Monod (1942) en su tesis doctoral que propone una cinética de primer orden para el crecimiento bacteriano.

También se tuvieron en cuenta las ecuaciones fundamentales para el tratamiento de aguas residuales planteadas por Eckenfelder (1966) y Lawrence y McCarty (1970). Estos autores generalizaron las ecuaciones básicas utilizadas para diseñar las unidades de tratamiento para depurar las aguas residuales.

Se revisaron algunos de los primeros modelos dinámicos utilizados para la digestión anaerobia que fueron desarrollados por Andrews (1969) y por Andrews y Graef (1971) usando cinéticas de Monod, y los modelos de Hill y Barth (1977) y Massé y Droste (1999) para la simulación de la digestión anaeróbica de desechos de animales.

Por último se analizaron los modelos de Mosey (1983), Moletta *et al.* (1986) y Costello *et al.* (1991), que avanzaron sobre los trabajos anteriores y presentaron modelos más complejos que a su vez evolucionaron en los actuales modelos de múltiples componentes como los desarrollados por IWA (International Water Association), ASM (Activated Sludge Model), Henze *et al.* (2000), y ADM (Anaerobic Digestion Model), Batstone *et al.* (2002).

3.2 Métodos

3.2.1 Determinación de Constantes del Modelo

Las ecuaciones del modelo desarrollado requirieron la determinación de las constantes “ k ” máxima velocidad específica de utilización del sustrato [$gDQO/gSSV.d$], “ k_s ” constante media de saturación [$gDQO/m^3$], “ Y ” coeficiente estequiométrico de producción de biomasa [$gSSV/gDQO$] y “ k_d ” coeficiente endógeno o de decaimiento de biomasa [$gSSV/gSSV.d$]. Para ello se recurrió a la linealización de Lineweaver y Burk de las ecuaciones que describen la utilización específica de sustrato U y el crecimiento neto específico de la biomasa G .

Tchobanoglous *et al.* (1991) describió el procedimiento para construir las gráficas de U y G que permiten hallar las constantes a partir de rectas de regresión para reactores que operan en forma continua.

Para reactores discontinuos como los SBR o ASBR, Orozco (2005) propuso una metodología similar pero a partir del ajuste de los datos de variación de DQO y SSV (sólidos suspendidos volátiles) en el tiempo. Este ajuste se realiza trazando la curva de comportamiento esperado, ya que en los ensayos con este tipo de reactores discontinuos es frecuente encontrar resultados erráticos.

Adoptando esta última metodología con los resultados de los reactores de laboratorio y construyendo las curvas ajustadas al comportamiento teórico esperado para las funciones S (sustrato) y X (biomasa) se determinaron las constantes del modelo.

3.2.2 Resolución de Ecuaciones del Modelo

Las tres ecuaciones básicas que constituyen el modelo forman un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias de primer orden no lineal. Al suponer constantes las concentraciones de sustrato, biomasa y biogás dentro del reactor, no aparecen las variaciones dimensionales en las direcciones x y z . Así la única variable independiente es el tiempo dando lugar a ecuaciones diferenciales ordinarias.

Además, como el interés para el modelo estaba en las tasas de cambio de las variables dependientes del tiempo, es decir, las velocidades, las ecuaciones resultaron de primer orden. Por último, dado que las variables dependientes S y X aparecen multiplicadas entre sí, esto resulta en un sistema no lineal.

El sistema de EDO resultante no tiene solución analítica exacta, se trata de un clásico problema de condiciones iniciales, y para la resolución del mismo se recurrió a los métodos numéricos de Euler y Runge-Kuta de cuarto orden utilizando hojas de cálculo. Luego para realizar las simulaciones se recurrió al software FlexPDE que utiliza el método de elementos finitos para resolver las EDO.

La utilización del software permitió simular distintas condiciones de los reactores con gran agilidad ingresando las ecuaciones y datos iniciales a través de un archivo de texto que utiliza una sintaxis sencilla.

3.3 Materiales

3.3.1 Reactores a Escala Laboratorio

Se construyeron reactores anaeróbicos a escala laboratorio para realizar los ensayos necesarios para estimar las constantes cinéticas y estequiométricas, y determinar el grado de precisión en el proceso de simulación.

Los digestores anaeróbicos a escala se construyeron a partir de matraces Erlenmeyer de 2 litros que fueron modificados para poder tomar muestras del interior sin alterar las condiciones anaeróbicas. Como puede observarse en la Figura 7 en la parte inferior se encuentra el dispositivo de toma de muestra de barros del fondo y en la superior hay dos conexiones, una recolecta el biogás y la otra permite tomar muestra del sector medio del reactor.

La parte superior de los reactores envía el biogás generado a una trampa que consiste en una probeta invertida llena de agua que es desplazada a medida que entra el biogás a la misma. Sobre esta probeta de 1 litro, que muestra la Figura 8, se hicieron las mediciones del volumen de biogás. Cuando el biogás acumulado se acercaba al valor de 1000 ml se registraba el valor alcanzado y se procedía al cambio de la misma por una nueva completamente llena de agua a fin de evitar la pérdida del sello de agua que asegura las condiciones anaeróbicas dentro del reactor.



Figura 7. Reactores anaeróbicos a escala laboratorio



Figura 8. Reactores, sellos de agua y probetas para medir biogás

La carga al reactor estaba formada por una mezcla de relación 1:1 en peso de barros “frescos” y barros “digeridos”. Ambos provenían de la planta de tratamiento biológico de las aguas residuales de una maltería de cebada. Se trata de un sistema de barros activados que utiliza reactores secuenciales discontinuos (SBR) y un digester anaeróbico a escala piloto (Figura 9) que fue montado para estudiar el proceso de digestión anaeróbica de los barros excedentes del tratamiento biológico.



Figura 9. Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de la Maltería

Estos barros excedentes constituyen los denominados barros frescos y fueron recolectados desde la purga periódica de la planta para mantener constante la concentración de biomasa en los reactores de barros activados, mientras que los barros digeridos provenían del fondo del digester anaeróbico a escala piloto que se muestra en la Figura 10.



Figura 10. Digestor a escala piloto

Los barros digeridos actuaron como inóculo de biomasa anaerobia. Debido a que el tiempo de retención de sólidos superaba el año, estos barros estaban totalmente estabilizados y con una alta concentración de sólidos.

La relación de carga 1:1 en peso fue elegida en base a los resultados de trabajos previos llevados a cabo en GEIA (Hernández *et al.*, 2008 y Campaña *et al.*, 2009) que demostraron que dicha relación producía la máxima cantidad de biogás para este tipo de sustrato de carga.

Los reactores se operaron en batch, utilizándose la misma carga inicial de sólidos volátiles de 21,83 g SV/l durante 80 días, sin volver a cargar los mismos durante ese período. De esta manera el tiempo de residencia hidráulica fue el mismo que el tiempo de retención de sólidos.

Los reactores no contaban con dispositivos de agitación. Para mantener uniforme las concentraciones de sustrato y biomasa dentro de cada reactor se procedía diariamente a agitar los mismos en forma manual durante 2 minutos. Los muestreos se realizaban luego de la agitación.

Los reactores se operaron a temperatura ambiente sin incorporar ninguna fuente de calor externa. La temperatura ambiente se mantuvo controlada, fluctuando entre 20 y 25°C con un promedio de 24 °C.

3.3.2 Caracterización de los Barros

En la Tabla 2 se muestran la caracterización del barro excedente de la planta de tratamiento, denominado “barro fresco”, del barro digerido extraído del fondo del digester piloto, “barro estabilizado”, y de la mezcla 1:1 en peso de ambos, que conformó el sustrato de carga al reactor.

Como los barros excedentes provenían del tratamiento de aguas residuales involucradas en el remojo de granos de cebada, poseían una alta carga de materia orgánica no soluble de difícil degradación biológica. La Tabla 3 muestra el fraccionamiento de la materia orgánica contenida en el barro fresco.

Parámetro	Unidad	Barro Fresco	Barro Estabilizado	Mezcla 1:1
pH		6,73	8,15	7,84
Sólidos Totales (Materia Seca)	mg/lt	14.548	38.113	26.153
Sólidos Volátiles Totales	% MS	79,62%	76,28%	77,29%
Sólidos Fijos Totales	% MS	20,38%	23,72%	22,71%
DQO total	mg/lt	16.221	7.125	10.615
DQO soluble	mg/lt	-	-	4.900

Tabla 2. Caracterización del barro fresco, estabilizado y mezcla

Fracción de la Materia Orgánica	Composición
Carbohidratos y Proteínas (solubles en agua)	21,15 %
Grasa y Aceites	10,26 %
Celulosa y Hemicelulosa	52,05 %
Lignina	16,54 %

Tabla 3: Composición de materia orgánica del barro fresco

3.4 Métodos Analíticos para Ensayos de Laboratorio

Se llevaron a cabo ensayos de laboratorio para evaluar la variación temporal de la remoción de sustrato, el crecimiento neto de la biomasa y la producción de biogás. Se realizaron muestreos con una periodicidad de 2 a 6 días para determinar pH, sólidos totales, sólidos volátiles y fijos, sólidos suspendidos y disueltos, DQO total y soluble, y volumen de biogás desprendido de los reactores, durante un lapso de 80 días.

Todos los ensayos en los reactores se realizaron por triplicado y a temperatura ambiente. Para las determinaciones de sólidos y DQO se utilizaron los métodos 2540 B, 2540 C, 2540 D, 2540 E, 2540 G y 5220 D (SMWW, 1999).

La caracterización del barro fresco, del barro digerido y de la mezcla 1:1 se realizó en el laboratorio del GEIA a partir de muestreos realizados en la maltería. Para la determinación de las fracciones de materia orgánica del barro fresco se utilizaron dos métodos analíticos, una para la fracción hidrosoluble (Stevenson, 1965) y otro para el resto de las fracciones (Kononova, 1961).

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 Desarrollo del Modelo

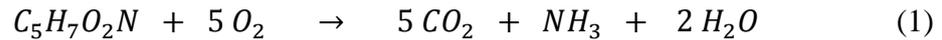
El modelo propuesto debe predecir de forma simple y con un grado razonable de precisión el comportamiento de un digestor anaeróbico discontinuo. El planteo del mismo se basó en tres cuestiones básicas que se presentan en el tratamiento de aguas y barros residuales por vía anaeróbica: 1) ¿a qué velocidad se degradará el sustrato que constituye el contaminante a tratar? 2) ¿a qué velocidad se dará el crecimiento y decaimiento de los microorganismos encargados de degradar el sustrato? 3) ¿cuál será la tasa de producción de biogás por la digestión del sustrato por parte de la biomasa?

Para ello se utilizó un modelo simple para un Reactor Anaeróbico Secuencial Discontinuo, ASBR sus siglas en inglés (Anaerobic Sequential Batch Reactor). Se consideraron tres componentes básicos, sustrato “*S*”, biomasa “*X*” y Metano CH_4 como el principal componente del biogás. El sustrato estaba representado por la materia orgánica a degradar como aguas residuales, barros residuales o residuos orgánicos con alto contenido de humedad, y a los fines del modelo se lo consideró soluble y biodegradable. La biomasa se consideró compuesta únicamente por organismos heterótrofos que degradan la materia orgánica en condiciones anaeróbicas, ya que la mayor parte de los microorganismos utilizados para el tratamiento biológico de aguas residuales son bacterias.

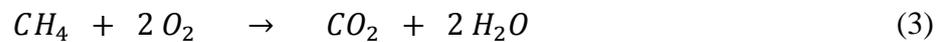
Es habitual en la práctica de la ingeniería de aguas residuales medir la concentración de sustrato a partir de la determinación de la DQO del efluente, mientras que para medir la biomasa se utiliza la concentración de sólidos suspendidos volátiles (SSV). El biogás o Metano, por su parte, se miden en unidades de volumen a temperatura ambiente. (Metcalf& Eddy, 1972)

Para unificar las unidades en las ecuaciones del modelo se expresaron las concentraciones de todos los componentes en unidades equivalentes de DQO que es la unidad adoptada por el IWA Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes en el modelo ADM1.

Para representar la biomasa y el Metano en unidades equivalentes de DQO se calculó la demanda teórica de oxígeno para oxidar completamente ambos componentes. La fórmula química $C_5H_7O_2N$ para la representación de la biomasa fue propuesta originalmente por Hoover y Porges (1952), y luego ampliamente adoptada por otros investigadores. Las reacciones de oxidación de ambos componentes se muestran en las siguientes ecuaciones.



$$\frac{5 O_2}{C_5H_7O_2N} = \frac{5 \cdot 32 \text{ g } O_2/mol}{113 \text{ g bio/mol}} = \frac{160 \text{ g DQO}}{113 \text{ g SSV}} = 1,42 \frac{\text{g DQO}}{\text{g SSV}} \quad (2)$$

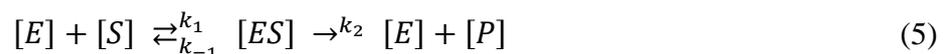


$$\frac{2 O_2}{CH_4} = \frac{2 \cdot 32 \text{ g } O_2/mol}{16 \text{ g } CH_4/mol} = \frac{64 \text{ g DQO}}{16 \text{ g } CH_4} = 4 \frac{\text{g DQO}}{\text{g } CH_4} \quad (4)$$

En este modelo se consideraron cuatro procesos, el crecimiento de la biomasa, la muerte de la biomasa o metabolismo endógeno, el consumo del sustrato y la producción de Metano. (Tchobanoglous *et al.*, 1991 y 2002).

4.1.1 Cinética de Remoción del Sustrato

La utilización del sustrato por la biomasa presente en un reactor es posible por la acción de las enzimas que actúan como catalizadores en la degradación de la materia orgánica. Bailey y Ollis (1986), Michaelis y Menten (1913), desarrollaron la ecuación para la remoción de sustrato a partir de la acción de enzimas.



donde:

$[E]$ = Concentración de enzimas

$[S]$ = Concentración de sustrato

$[ES]$ = Concentración del complejo enzima sustrato

$[P]$ = Concentración de producto (biomasa)

k_1, k_{-1}, k_2 = Constantes de velocidad de reacción

Luego, de acuerdo con las reglas de la cinética química, la velocidad de remoción del sustrato y del complejo enzima sustrato es:

$$\frac{d[S]}{dt} = -k_1[E][S] + k_{-1}[ES] \quad (6)$$

$$\frac{d[ES]}{dt} = k_1[E][S] - (k_{-1} + k_2)[ES] \quad (7)$$

Llamando $[E_0]$ a la concentración total de enzimas, el balance total será:

$$[E_0] = [E] + [ES] \quad (8)$$

Para condiciones estables $[ES]$ debe permanecer constante, por lo tanto $\frac{d[ES]}{dt} = 0$, aplicando esto a la ecuación (7) queda:

$$[ES] = \frac{k_1}{(k_{-1} + k_2)} [E][S] = \frac{1}{k_S} [E][S] \quad (9)$$

donde:

$$k_S = \frac{k_{-1} + k_2}{k_1} \quad (10)$$

Reemplazando la ecuación (9) en la ecuación (6) queda:

$$\frac{d[S]}{dt} = -k_1[E][S] + \frac{k_{-1}}{k_S}[E][S] = \left(-k_1 + \frac{k_{-1}}{k_S}\right)[E][S] \quad (11)$$

Y reemplazando la ecuación (9) en la ecuación (8) queda:

$$[E_0] = [E] + \frac{1}{k_S} [E] [S] = \left(1 + \frac{[S]}{k_S}\right) [E] \quad (12)$$

Resolviendo $\frac{d[S]}{[E_0] dt}$ con las ecuaciones (11) y (12):

$$\frac{d[S]}{[E_0] dt} = \frac{\left(-k_1 + \frac{k_{-1}}{k_S}\right) [E] [S]}{\left(1 + \frac{[S]}{k_S}\right) [E]} = \frac{\left(-k_1 + \frac{k_{-1}}{k_S}\right)}{\left(1 + \frac{[S]}{k_S}\right)} [E_0] [S] \quad (13)$$

Multiplicando numerador y denominador del término derecho de la ecuación (13) por k_S :

$$\frac{d[S]}{dt} = \frac{(-k_S k_1 + k_{-1}) [E_0] [S]}{k_S + [S]} \quad (14)$$

Despejando k_2 de la ecuación (10):

$$k_2 = k_S k_1 - k_{-1} = -(-k_S k_1 + k_{-1}) \quad (15)$$

Reemplazando la ecuación (15) en la (14):

$$\frac{d[S]}{dt} = \frac{-k_2 [E_0] [S]}{k_S + [S]} \quad (16)$$

Por último teniendo en cuenta que la concentración total de enzimas es proporcional a la concentración de biomasa $[E_0] = c[X]$ y si definimos $k = c k_2$ como la máxima velocidad específica de utilización del sustrato:

$$\frac{d[S]}{dt} = \frac{-k [X][S]}{k_S + [S]} \quad \frac{dS}{dt} = -\frac{k X S}{k_S + S} \quad (17)$$

La ecuación (17) es conocida como la ecuación de Michaelis y Menten para la remoción de sustrato, donde por simplicidad en la notación, se suprimieron los corchetes que indican concentración (de ahora en adelante no se volverán a utilizar), siendo cada término:

$$\frac{dS}{dt} = \text{Velocidad de utilización del sustrato} \left[\frac{g \text{ DQO}}{m^3 \cdot d} \right]$$

$$S = \text{Concentración de sustrato en el reactor} \left[\frac{g \text{ DQO}}{m^3} \right]$$

$$k = \text{Máxima velocidad específica de utilización del sustrato} \left[\frac{g \text{ DQO}}{g \text{ SSV} \cdot d} \right]$$

$$k_s = \text{Constante media de saturación} \left[\frac{g \text{ DQO}}{m^3} \right]$$

La ecuación (17) se puede representar gráficamente como se muestra en la Figura 11 donde se puede apreciar que la cinética de reacción es de primer orden alcanzando el valor de saturación en k .

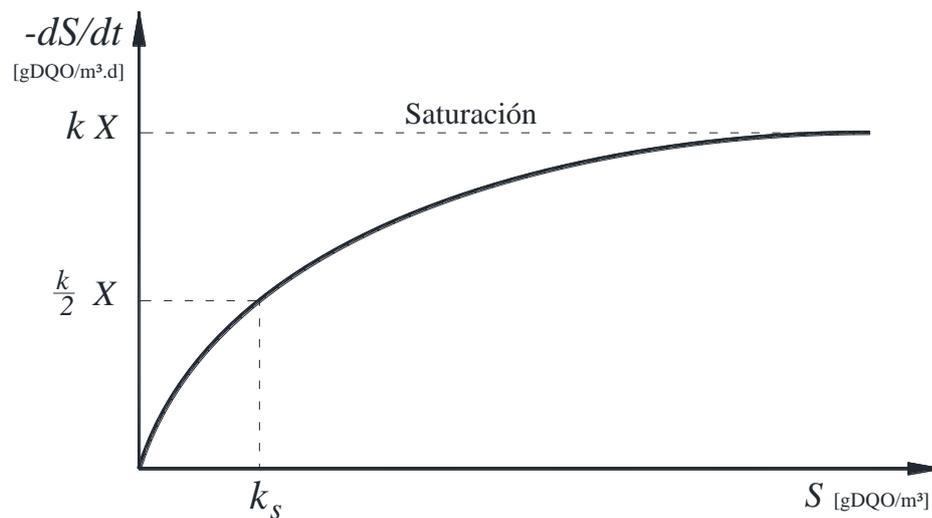


Figura 11. Cinética de remoción de sustrato. Adaptado de Orozco (2005)

4.1.2 Cinética de Crecimiento de Biomasa

De forma similar para describir la cinética del crecimiento bacteriano Monod (1949) propuso una cinética de primer orden usando también una ecuación de saturación. Según Sundstrom y Klei (1979) la ecuación de crecimiento bacteriano se puede deducir a partir de la ecuación de Michaelis y Menten, teniendo en cuenta que la tasa de variación del sustrato es igual a la tasa de variación del producto (cambiada de signo).

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{k X S}{k_s + S} = \frac{dP}{dt} \quad (18)$$

En este caso el producto P es la biomasa que se forma a partir de la degradación del sustrato. Cambiando la máxima velocidad específica de utilización del sustrato k por la máxima velocidad específica de crecimiento de la biomasa μ_{max} la ecuación (18) se convierte en expresión conocida como la ecuación de Monod.

$$\frac{dX}{dt} = \frac{\mu_{max} X S}{k_s + S} \quad (19)$$

Otra forma de la ecuación de Monod es la que expresa el crecimiento específico:

$$\mu = \frac{dX}{X dt} = \frac{\mu_{max} S}{k_s + S} \quad (20)$$

donde:

μ = Velocidad específica de crecimiento de la biomasa $\left[\frac{g \text{ SSV}}{g \text{ VSS} \cdot d} \right]$

μ_{max} = Máxima velocidad específica crecimiento de biomasa $\left[\frac{g \text{ SSV}}{g \text{ SSV} \cdot d} \right]$

S = Concentración de sustrato en el reactor $\left[\frac{g \text{ DQO}}{m^3} \right]$

k_s = Constante media de saturación $\left[\frac{g \text{ DQO}}{m^3} \right]$

La ecuación de Monod se puede graficar como se muestra en la Figura 12, donde se aprecia que tiene idéntica forma que la ecuación de Michaelis y Menten.

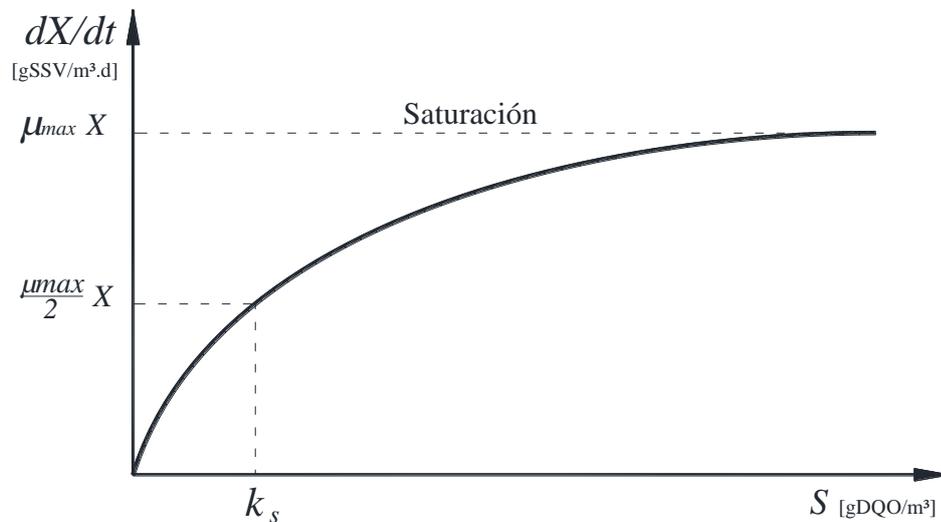


Figura 12. Cinética de crecimiento de biomasa. Adaptado de Shanahan (2006)

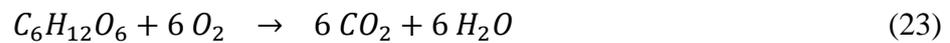
La máxima velocidad específica de crecimiento de la biomasa μ_{max} ocurre cuando también es máxima la velocidad específica de utilización del sustrato k y ambas están relacionadas por el coeficiente de producción Y . Este coeficiente estequiométrico relaciona la cantidad de biomasa producida a partir de la degradación del sustrato. Para un sustrato simple como la glucosa:



Se necesitan 3 moles de glucosa ($3 \text{ mol} \times 180 \text{ g/mol}$) para producir 2 moles de biomasa ($2 \text{ mol} \times 113 \text{ g/mol}$) resultando:

$$Y = \frac{2 \times 113 \text{ g biomasa}}{3 \times 180 \text{ g glucosa}} = 0,42 \quad (22)$$

La biomasa se estima a partir de los SSV y el sustrato en términos de DQO, por lo tanto para expresar la masa del sustrato en unidades equivalentes de DQO se calcula la demanda teórica de oxígeno:



$$\frac{6 \times 32 \text{ g } O_2}{180 \text{ g glucosa}} = 1,07 \quad (24)$$

Reemplazando la ecuación (24) en la (22):

$$Y = \frac{2 \times 113 \text{ g SSV}}{3 \times 180 \text{ g glucosa} \times 1,07 \text{ g } O_2/\text{g glucosa}} \quad (25)$$

$$Y = 0,39 \frac{\text{g SSV (biomasa)}}{\text{g DQO (glucosa)}}$$

Como puede observarse para la utilización de 1 gramo de DQO de glucosa la producción de biomasa es de 0,39 gramos de SSV, por lo tanto la ecuación (19) de Monod queda:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Y k X S}{k_s + S} \quad (26)$$

con:

$$\mu_{max} = Y k \quad (27)$$

donde:

$$Y = \text{Coeficiente estequiométrico de producción de biomasa} \left[\frac{g \text{ SSV}}{g \text{ DQO}} \right]$$

Observando las ecuaciones (17) y (26), el crecimiento de la biomasa es proporcional a la utilización del sustrato, y dicha proporción viene dada por el coeficiente estequiométrico de producción de biomasa.

$$\frac{dX}{dt} = Y \frac{dS}{dt} \quad (28)$$

Cuando la disponibilidad de sustrato es restringida y comienza a agotarse se produce la respiración endógena que consiste en el autoconsumo de la biomasa. El decaimiento de la biomasa se consideró proporcional a la concentración de ésta y además se consideró independiente del sustrato (Eckenfelder, 1966). Este decaimiento se representó por el coeficiente estequiométrico k_d llamado coeficiente endógeno. Así la ecuación (28) solo describe la fase de crecimiento. Si a ésta se agrega la fase de decaimiento a través del coeficiente endógeno, el crecimiento neto de biomasa será:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Y k X S}{k_s + S} - k_d X \quad (29)$$

$$\frac{dX}{dt} = Y \frac{dS}{dt} - k_d X$$

La ecuación (29) es una ecuación fundamental en el tratamiento de aguas residuales que muestra la relación entre el crecimiento de la biomasa y la degradación del sustrato.

Para procesos discontinuos (batch), de tratamiento biológico de aguas residuales, las gráficas de las soluciones de las ecuaciones (17) y (29) describen el comportamiento de una población de bacterias a lo largo del tiempo en función de la disponibilidad de sustrato. La Figura 13 muestra una primera etapa de aclimatamiento donde las enzimas de las bacterias comienzan el proceso de degradación del sustrato. Luego viene una fase de crecimiento exponencial donde la disponibilidad de sustrato y la actividad enzimática son altas. En esta fase el sustrato se agota rápidamente dando lugar a la tercera fase de crecimiento estacionario donde se consume lo que resta de sustrato. Si en este punto no se agrega más sustrato, como se hace en los procesos continuos de tratamiento, inevitablemente llega la cuarta fase de decaimiento donde se produce la respiración endógena.

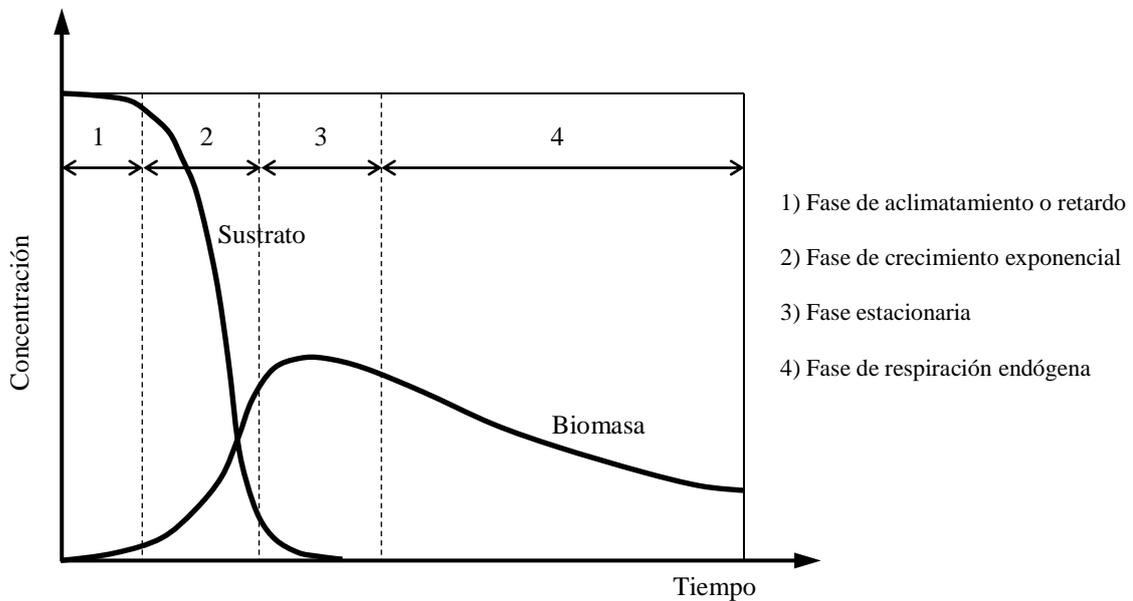


Figura 13. Comportamiento en el crecimiento de biomasa y consumo de sustrato para procesos en batch. Adaptado de Tchobanoglous et al. (2002)

4.1.3 Producción de Metano

Para la producción de Metano se asumió que el sustrato en el reactor se consume exclusivamente para el crecimiento de la biomasa y la producción de Metano (Lawrence y McCarty, 1969). Para obtener las ecuaciones de las variaciones de biomasa, sustrato y Metano en el tiempo se realizaron los balances de masa del reactor. En la Figura 14 se muestra el reactor en la etapa de reacción, donde no recibe ni descarga caudal.

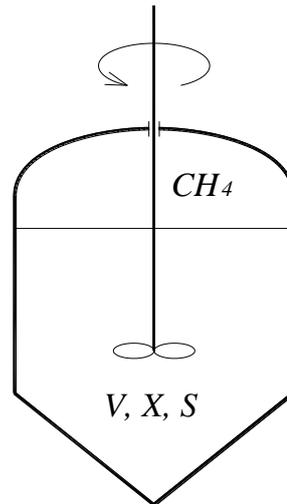


Figura 14. Esquema Reactor Anaeróbico Secuencial Discontinuo

$$Q_{in} = Q_{ef} = 0 \quad , \quad t = 0 \rightarrow S_0, X_0 \quad , \quad t = t \rightarrow S, X, CH_4 \quad (30)$$

donde:

V = volumen del reactor

X_0, X = concentración de biomasa en el reactor para $t = 0$ y para $t = t$ respectivamente

S_0, S = concentración de sustrato en el reactor para $t = 0$ y para $t = t$ respectivamente

CH_4 = concentración de metano en el reactor para $t = t$

Q_{in}, Q_{ef} = caudal volumétrico de barras de entrada y salida al reactor respectivamente

t = tiempo

El balance de masa para el sustrato:

$$\frac{dS}{dt} V \left[\frac{M}{T} \right] = Q S_{in} - Q S_{ef} - \frac{dS}{dt} V = - \frac{k S}{k_s + S} X V \quad (31)$$

$$\frac{dS}{dt} = - \frac{k S X}{k_s + S}$$

Luego, el balance de masa para la biomasa:

$$\begin{aligned} \frac{dX}{dt} V \left[\frac{M}{T} \right] &= Q X_{in} - Q X_{ef} + V \frac{dX}{dt} = V \frac{Y k S}{k_s + S} X - V k_d X \\ \frac{dX}{dt} &= \frac{Y k S}{k_s + S} X - k_d X \end{aligned} \quad (32)$$

El balance de masa para la DQO en el reactor, incluye una entrada conformada por el sustrato que se va a degradar, luego dentro del reactor este sustrato se transforma en biomasa y biogás, que pueden expresarse en términos de DQO según las ecuaciones (2) y (4). Por último queda el sustrato no removido que sale con el efluente del reactor. De este balance puede obtenerse la producción de Metano.

$$\begin{aligned} DQO_{in} &= DQO_{ef} + DQO_{SSV} + DQO_{CH_4} \\ DQO_{CH_4} &= (DQO_{in} - DQO_{ef}) - DQO_{SSV} \end{aligned} \quad (33)$$

Expresando la ecuación (33) en forma diferencial y en términos de DQO según las ecuaciones (2) y (4):

$$4 \frac{dCH_4}{dt} = \frac{dS}{dt} - 1,42 \cdot \frac{dX}{dt} \quad (34)$$

Finalmente, reemplazando las ecuaciones (17) y (29) en la ecuación (34):

$$\begin{aligned} 4 \frac{dCH_4}{dt} &= \frac{k S X}{k_s + S} - 1,42 \cdot \left(\frac{Y k S}{k_s + S} X - k_d X \right) \\ \frac{dCH_4}{dt} &= \left(\frac{1 - 1,42 Y}{4} \right) \frac{k S}{k_s + S} X + \frac{1,42}{4} k_d X \end{aligned} \quad (35)$$

4.1.4 Formulación del Modelo

Para la configuración del modelo se utilizó la forma matricial (Petersen, 1969) que adoptaron los modelos ASM (Henze *et al.*, 2000) y ADM (Batstone *et al.*, 2002) de IWA. En esta matriz se ubicaron en las filas los procesos “*j*”, como el crecimiento de la biomasa y en las columnas los componentes “*i*”, como el sustrato, en la última columna la expresión de la cinética de reacción correspondiente a cada proceso “ ρ_j ”, y en la intersección de los procesos y los componentes se ubicaron los respectivos coeficientes estequiométricos “ v_{ji} ”.

Luego la ecuación de balance de masa para cada componente “*i*” del modelo se definió del siguiente modo:

$$\frac{dC_i}{dt} = \sum_{j=1}^2 v_{ji} \cdot \rho_j \quad (36)$$

En la Tabla 4 se presentan en forma matricial las ecuaciones (17), (29) y (35) que describen las reacciones bioquímicas que ocurren dentro del reactor, utilización del sustrato, el crecimiento y decaimiento de la biomasa, y la producción de biogás.

Componentes <i>i</i> →	1	2	3	Cinética de Reacción ρ_j
Procesos <i>j</i> ↓	<i>S</i>	<i>X</i>	<i>CH</i> ₄	
1 Crecimiento de biomasa con utilización de sustrato y producción de Metano	-1	<i>Y</i>	$\left(\frac{1 - 1,42 \cdot Y}{4}\right)$	$\frac{k \cdot S}{k_s + S} \cdot X$
2 Metabolismo endógeno y producción de Metano	0	-1	$\frac{1,42}{4}$	$k_d \cdot X$

Tabla 4. Representación matricial de las reacciones bioquímicas

Finalmente para la modelación matemática del reactor ASBR fue necesario resolver el siguiente sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO):

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dS}{dt} = -\frac{k S}{k_s + S} X \quad (17) \\ \frac{dX}{dt} = Y \frac{k S}{k_s + S} X - k_d X \quad (29) \\ \frac{dCH_4}{dt} = \left(\frac{1 - 1,42 Y}{4} \right) \frac{k S}{k_s + S} X + \frac{1,42}{4} k_d X \quad (35) \end{array} \right.$$

Las funciones soluciones de este sistema de ecuaciones muestran la variación en el tiempo de las concentraciones de sustrato, biomasa y biogás, dando respuesta a las tres preguntas básicas que se formularon al comienzo del desarrollo del modelo.

4.1.5 Constantes Cinéticas y Estequiométricas

Las ecuaciones del modelo utilizaron dos constantes cinéticas, una es la máxima tasa específica de utilización del sustrato k [$gDQO/gSSV.d$] que es la constante que define la asíntota horizontal en la Figura 11, y la otra constante de saturación k_s que determina la concentración de sustrato [$gDQO/m^3$] cuando la tasa específica de utilización del sustrato adopta el valor $k/2$. Estas constantes cinéticas definen la forma de la curva de remoción de sustrato.

Además de las constantes cinéticas, el modelo utilizó dos constantes estequiométricas. El coeficiente de producción de biomasa Y [$gSSV/gDQO$] que relaciona las tasas de utilización de sustrato y crecimiento de biomasa, ecuación (27), y el máximo crecimiento de biomasa que se obtiene con la máxima tasa de utilización de sustrato. Este coeficiente estequiométrico permitió estimar el coeficiente cinético μ_{max} [$gSSV/gSSV.d$] a partir del coeficiente cinético k . La otra

constante estequiométrica kd [gSSV/gSSV.d], el coeficiente endógeno, permitió calcular el decaimiento de biomasa durante la respiración endógena.

Este conjunto de constantes depende de las condiciones ambientales, el tipo de sustrato a tratar y el modo de operación del reactor. Por este motivo fue necesario determinar las constantes cinéticas y estequiométricas para cada situación particular. Para ello se recurre generalmente a reactores a escala de laboratorio donde se miden periódicamente los cambios de sustrato y biomasa, en condiciones controladas, y con estos resultados se trazan las gráficas que permiten determinar las constantes del modelo.

Debido a la dificultad para trazar las curvas que describen la cinética de remoción de sustrato y crecimiento de biomasa (Figuras 11 y 12), a partir de los datos de laboratorio, es práctica común utilizar la linealización propuesta por Lineweaver y Burk (1934) de las ecuaciones diferenciales (17) y (29) que definieron las variables como sigue:

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (37)$$

$$\theta_c = \frac{X}{\frac{dX}{dt}} \quad (38)$$

donde:

θ = Tiempo de retención hidráulica [d]

V = Volumen del reactor [m^3]

Q = Caudal de efluente a tratar [$\frac{m^3}{d}$]

θ_c = Tiempo de retención celular [d]

X = Concentración de biomasa en el reactor [$\frac{g\ SSV}{m^3}$]

$\frac{dX}{dt}$ = Tasa de crecimiento de biomasa [$\frac{g\ SSV}{m^3\ d}$]

Así la ecuación (17) puede expresarse como:

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{k S}{k_s + S} X = \frac{S_0 - S}{\theta} \quad (39)$$

Dividiendo m. a m. por X:

$$U = \frac{dS}{X dt} = \frac{k S}{k_s + S} = \frac{S_0 - S}{\theta X} \quad (40)$$

donde:

$$U = \frac{dS}{X dt} = \text{Velocidad específica de utilización de sustrato} \left[\frac{g DQO}{g SSV \cdot d} \right]$$

Operando algebraicamente, la ecuación (40) se puede expresar en forma lineal de la siguiente manera:

$$\frac{1}{U} = \frac{\theta X}{S_0 - S} = \frac{k_s}{k} \frac{1}{S} + \frac{1}{k} \quad (41)$$

Graficando $\frac{1}{S}$ vs $\frac{\theta X}{S_0 - S}$ y ajustando los datos con una recta de regresión se pueden obtener los valores de $\frac{k_s}{k}$ (pendiente) y de $\frac{1}{k}$ (ordenada al origen) como se observa en la Figura 15.

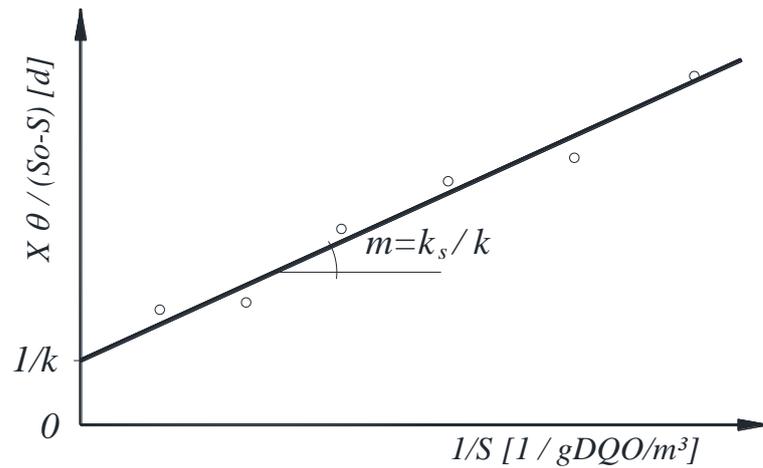


Figura 15. Determinación de constantes “k” y “k_s”.

Adaptado de Tchobanoglous et al. (1991)

Para determinar las constantes estequiométricas se linealiza la ecuación (29) de crecimiento de biomasa. Esta ecuación puede expresarse como:

$$\frac{dX}{dt} = Y \frac{dS}{dt} - k_d X = Y \frac{S_0 - S}{\theta} - k_d X \quad (42)$$

Dividiendo m. a m. por X y teniendo en cuenta que la operación del reactor para determinar las constantes se llevó a cabo de modo tal que el tiempo de retención hidráulica fue igual al tiempo de retención celular (retención de sólidos o biomasa):

$$G = \frac{dX}{X dt} = Y \frac{dS}{X dt} - k_d = Y \frac{S_0 - S}{\theta_c X} - k_d \quad (43)$$

donde:

$$G = \frac{dX}{X dt} = \text{Velocidad específica de crecimiento de biomasa} \left[\frac{g SSV}{g SSV \cdot d} \right]$$

De la ecuación (38) resulta que $\frac{1}{\theta_c} = \frac{dX}{X dt}$, reemplazando esta expresión en la ecuación (43):

$$G = \frac{1}{\theta_c} = Y \frac{S_0 - S}{\theta_c X} - k_d \quad (44)$$

De forma similar a lo indicado con la ecuación (41), de la ecuación (44) se grafican los valores de $\frac{S_0 - S}{\theta_c X}$ vs $\frac{1}{\theta_c}$ y a partir de la recta de regresión se obtuvieron el coeficiente de producción de biomasa Y (pendiente) y el coeficiente endógeno k_d (ordenada al origen).

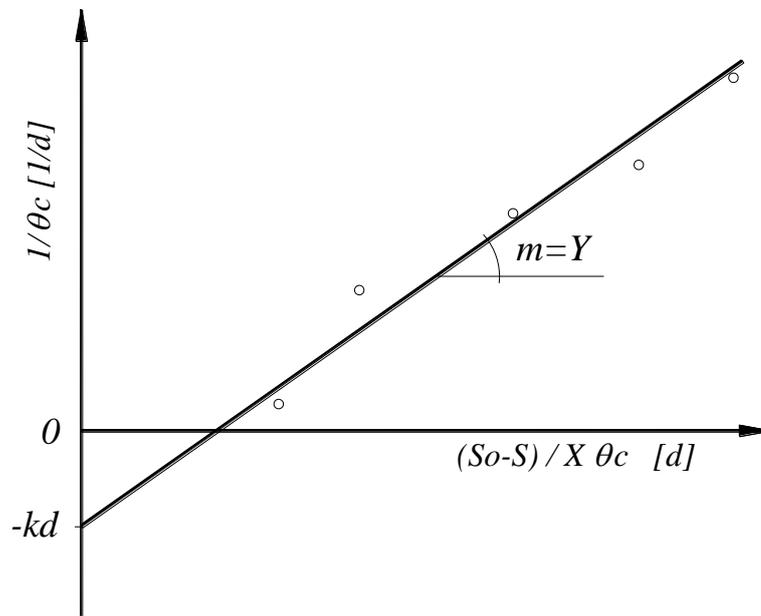


Figura 16. Determinación de constantes “ Y ” y “ k_d ”. Adaptado de Tchobanoglous et al. (1991)

Para construir las gráficas de U y G , ecuaciones (41) y (44), se cargó el reactor con un sustrato inicial S_0 de composición constante, luego para cada valor de tiempo de retención hidráulica θ (que es igual al tiempo de retención de sólidos θ_c) se midió el sustrato remanente S y la concentración de biomasa X .

4.2 Resultados de Laboratorio

A continuación se presentan los resultados de los ensayos realizados, que fueron el promedio de las mediciones en los tres reactores, ya que los mismos mostraron similar comportamiento.

La evolución del pH en el proceso de digestión se muestra en la Figura 17. No fue necesario realizar corrección inicial de pH, ya que la carga inicial presentaba un pH levemente alcalino, condición favorable para el desarrollo de la digestión anaeróbica. En los primeros 4 días se produjo un descenso del pH que se mantuvo durante 40 días. Dicha fase correspondió a la formación de ácidos grasos volátiles a partir de la hidrólisis de las fracciones solubles en agua de los barros a digerir. Durante este período la generación de biogás fue muy baja como así también la remoción de DQO y de sólidos volátiles. Estos resultados fueron similares a los hallados por otros investigadores para el proceso de digestión anaeróbica (Batstone *et al.*, 2002).

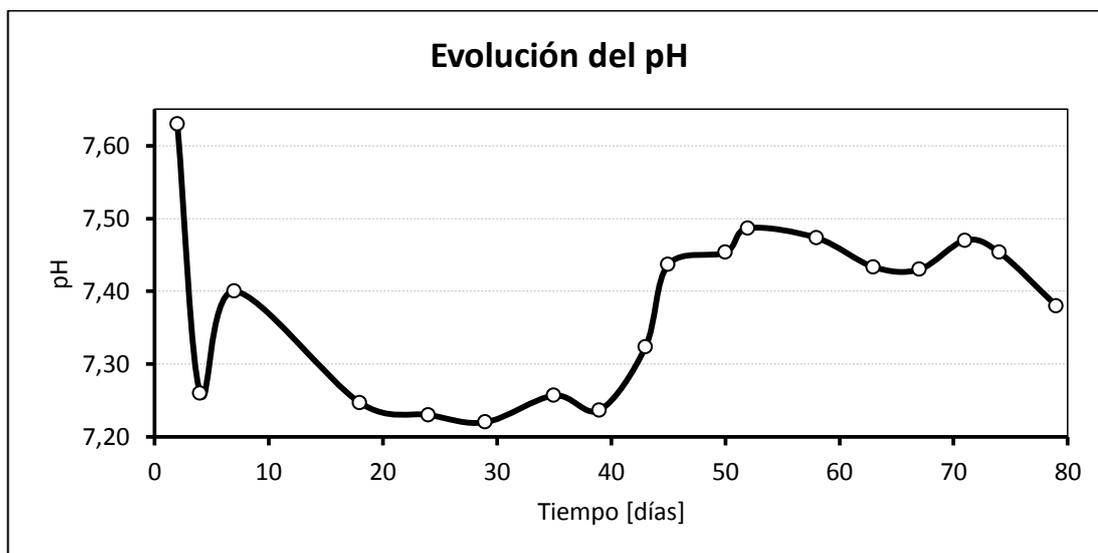


Figura 17: Evolución del pH en los reactores

Para la medición de los sólidos en los reactores, se separaron los sólidos totales en volátiles y fijos, y en suspendidos y disueltos, cuyos resultados se muestran en las Figuras 18 y 19 respectivamente.

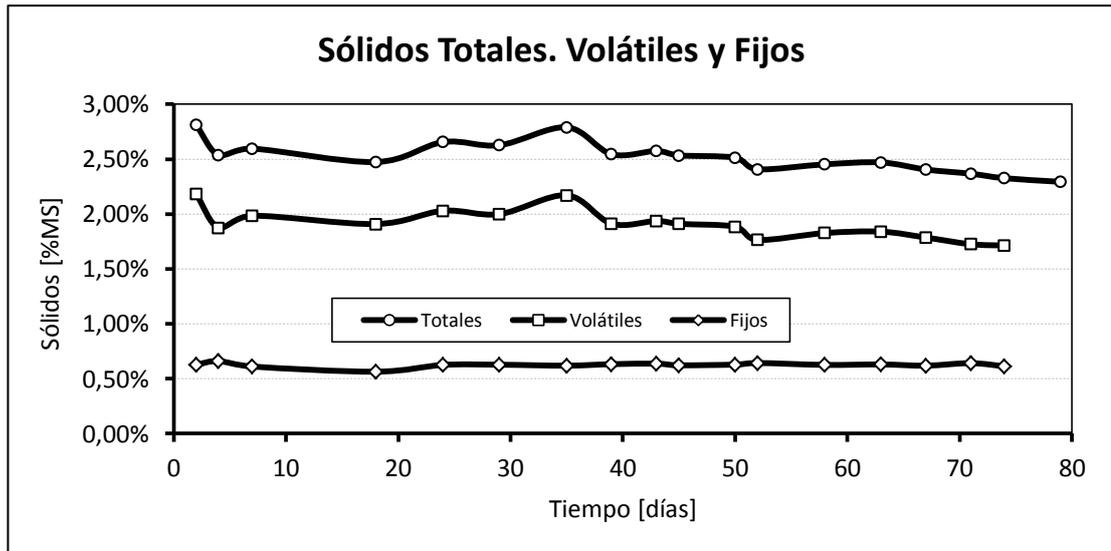


Figura 18: Sólidos totales volátiles y fijos en los reactores

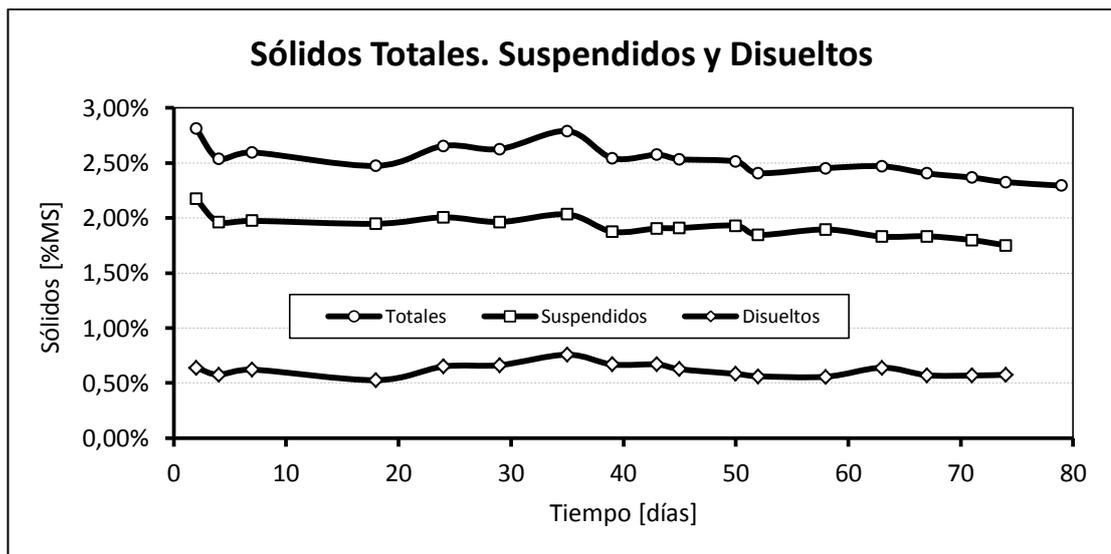


Figura 19: Sólidos totales suspendidos y disueltos en los reactores

Los sólidos fijos totales se mantuvieron prácticamente constantes alrededor del valor 0,63% MS (6.300 mg/l), por tal motivo la variación de los sólidos totales reflejó la variación de los sólidos suspendidos totales, situación que otorgó la ventaja de poder estimar los SST a partir de los ST. La disminución de los sólidos volátiles totales luego de 80 días fue del 21,48%. Los sólidos disueltos totales mostraron una leve variación alrededor el valor promedio de 0,61% MS (6.100 mg/l), siendo la fracción suspendida la que mostró mayor variación llegando a una disminución del 18,42% luego de 80 días.

Además se realizó la medición de los sólidos suspendidos volátiles ya que es el parámetro normalmente utilizado para evaluar el crecimiento neto de la biomasa, es decir, crecimiento y muerte (Tchobanoglous *et al.*, 2002). En la Figura 20 se muestran estos resultados.

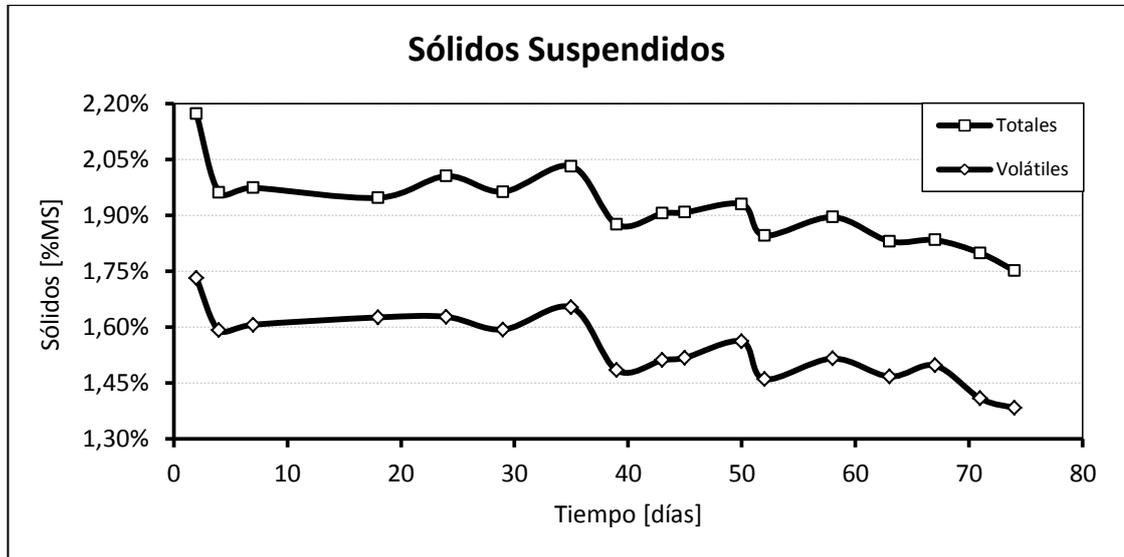


Figura 20: Evolución de sólidos suspendidos volátiles en los reactores

La fracción de sólidos suspendidos volátiles se utilizó para estimar la cantidad de biomasa que hay dentro del reactor, que está conformada por los microorganismos aerobios que ingresan al digester, y por la biomasa anaerobia responsable de la generación de biogás y estabilización de los compuestos orgánicos. Los SSV luego de los 80 días tuvieron una disminución del 20,04%.

A partir del día 35 la tasa de disminución de SV, SST y SSV, comenzó a acelerarse mostrando el comportamiento esperado para los procesos de digestión anaeróbica. A partir de ese momento aumentó el pH marcando el inicio de la fase Metanogénica.

La Figura 21 muestra los valores medidos de la DQO total y soluble en los reactores, mientras que la Figura 22 muestra la remoción de DQO soluble sobre la cual se trazó una curva de ajuste al comportamiento teórico esperado. En ambos casos, la remoción de DQO mostró resultados erráticos durante los primeros 40 días posiblemente atribuidos al efecto de relativa representatividad, por tomar pequeñas cantidades de muestra para realizar las mediciones, (aproximadamente 5 ml por determinación, solución de compromiso para evitar alteraciones volumétricas importantes en el proceso de reacción).

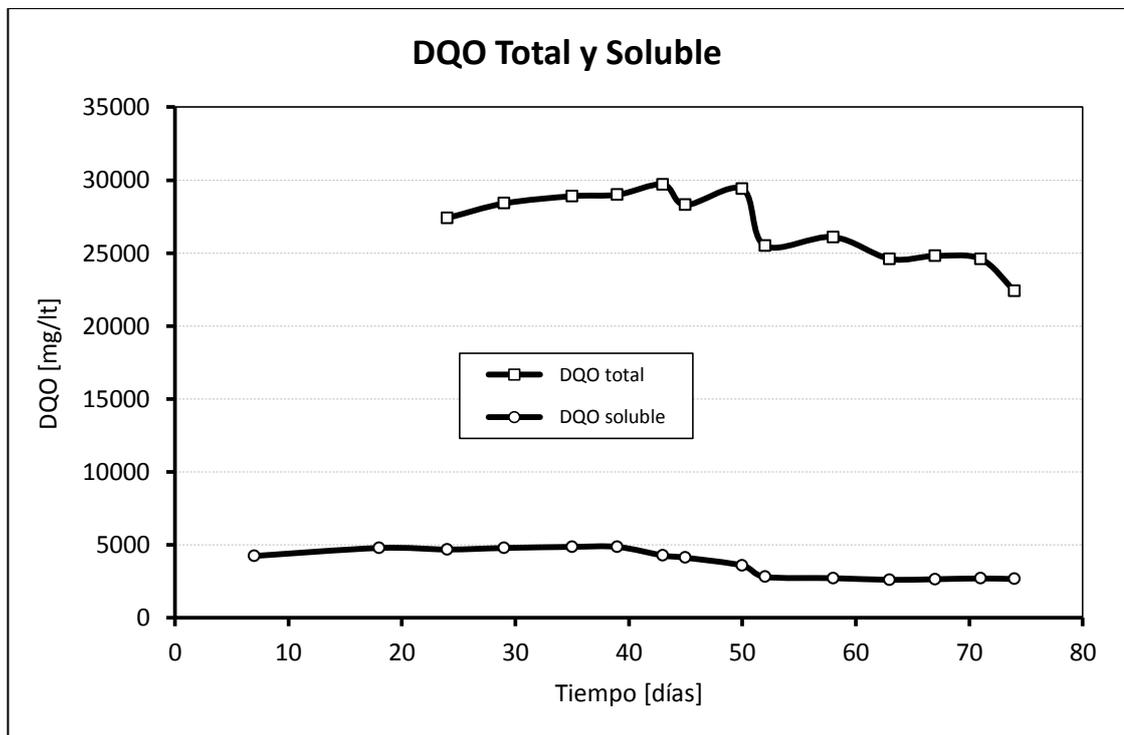


Figura 21: Evolución de la DQO total y soluble en los reactores

Luego en el comienzo de la fase Metanogénica los resultados ajustaron a los valores hallados en la bibliografía para sistemas similares (Massé, 1995 y Bolzonella *et al.*, 2005). Para el período de 80 días, la remoción de la DQO total fue del 24,58% y para la DQO soluble fue del 45,37%.

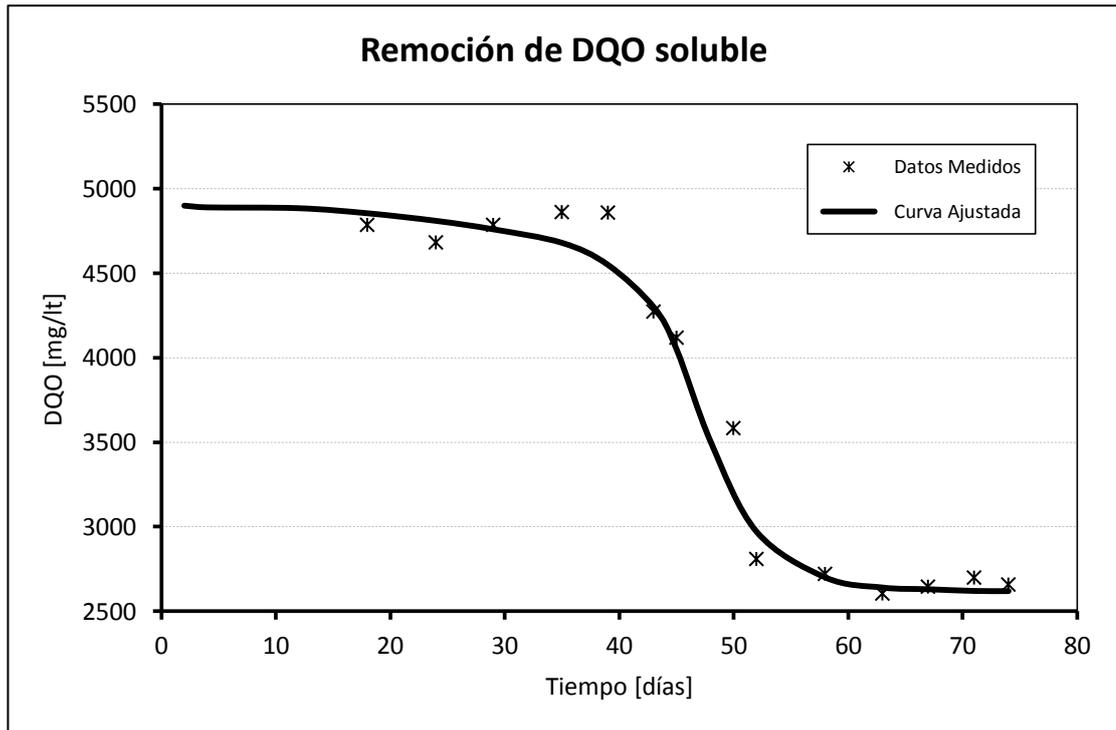


Figura 22: Remoción de la DQO soluble

El volumen acumulado de biogás a temperatura ambiente y la curva corregida en condiciones estándar de 25 °C y 1 atmósfera se muestran en la Figura 23. Para evaluar la tasa de productividad de biogás se consideró el volumen de biogás generado en condiciones estándar por unidad de volumen de reactor por día, los resultados se muestran en la Figura 24.

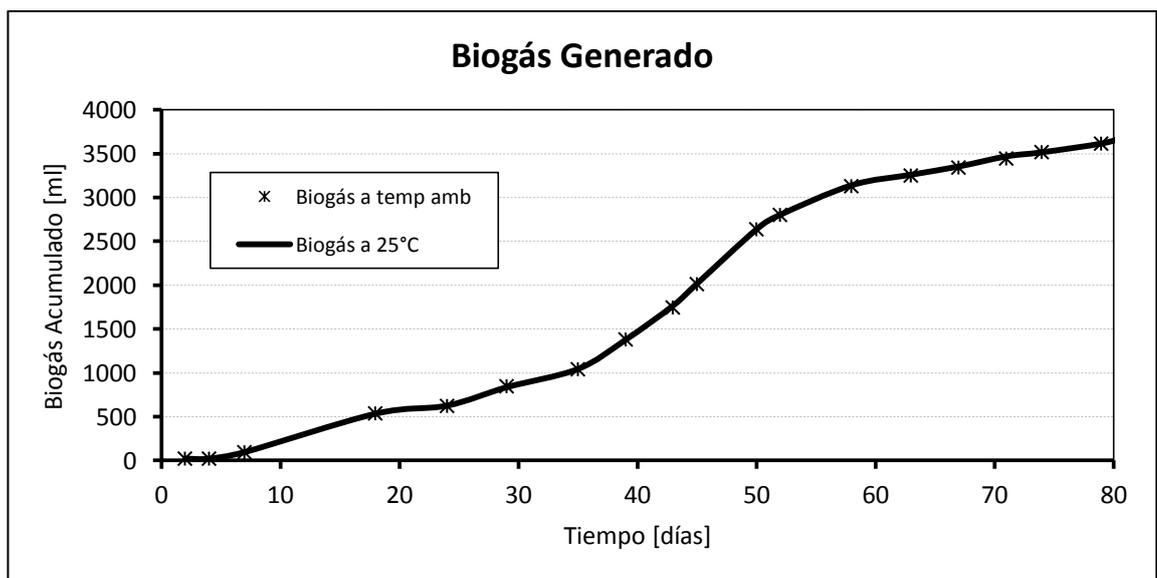


Figura 23: Biogás generado en los reactores

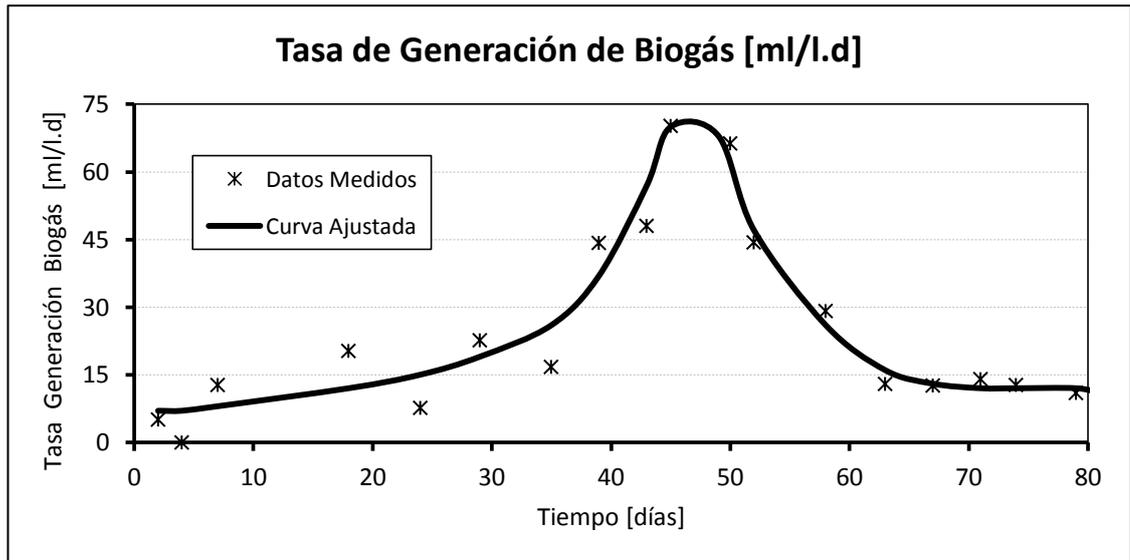


Figura 24: Tasa de generación de biogás en los reactores

La máxima tasa de producción de biogás ocurrió a los 47 días llegando a 70 ml de biogás en condiciones estándar (25 °C y 1 atmósfera) por litro (volumen) de reactor, por día. Los valores picos se mantuvieron hasta el día 50, mientras que a partir del día 58 la reducción de la productividad es mayor al 50%.

4.3 Evaluación de los Resultados de Laboratorio

Se realizó una comparación de los resultados obtenidos, con los reportados por otros investigadores, teniendo en cuenta los diferentes sistemas de unidades. (Tabla 5)

Parámetro	Unidad	Valor Medido	Valor Ref. 1	Valor Ref. 2	Valor Ref. 3
Sustrato	-	BAR ⁽¹⁾	BAR ⁽¹⁾	BAR ⁽¹⁾	EC ⁽²⁾
Temperatura de operación	°C	20-25	35-37	35	20
Tiempo de retención hidráulica	días	80	20-40	30	30
Carga al reactor	gDQOt/l.d	0,19	-	0,88	3,07
Carga al reactor	gSV/l.d	0,14	1,00	0,55	-
Disminución de ST	%	18,42	-	-	68,97
Disminución de SV	%	21,48	13-27	54,87	76,50
Disminución de SSV	%	20,04	-	-	-
Remoción de DQO total	%	24,58	-	46,80	79,50
Remoción de DQO soluble	%	45,37	-	-	86,80
Producción de biogás	l/l.d	0,07	-	0,09	-
Producción de biogás	l/gDQOt	0,062	-	-	0,34
Producción de biogás	l/gSV	0,085	0,07-0,18	0,36	-

Tabla 5: Comparación de resultados con otros valores reportados en la bibliografía

⁽¹⁾ Barros Activados Residuales

⁽²⁾ Estiércol de Cerdo

Ref. 1: (Bolzonella *et al.*, 2005)

Ref. 2: (Kobayashi *et al.*, 2009)

Ref. 3: (Masse *et al.*, 2004)

Los bajos rendimientos en la disminución de sólidos, la remoción de DQO y la producción de biogás, podrían explicarse del siguiente modo, 1) la carga de sólidos introducida al reactor es muy baja en comparación con el resto de los trabajos publicados, 2) el sustrato utilizado en este trabajo contiene una alta fracción de materia orgánica de baja degradabilidad, 3) mezclado deficiente en los reactores que

provocó una estratificación temporal del sustrato disminuyendo la eficiencia en la digestión del mismo.

Respecto de la composición de los barros residuales, más de dos tercios (68,59%) estuvieron conformados por compuestos de muy difícil biodegradación como la celulosa, hemicelulosa y lignina. El aplanamiento de las curvas de la DQO soluble (Figura 22) y de la tasa de generación de biogás (Figura 24) marcaron la tendencia de finalización de la disponibilidad de sustrato fácilmente degradable, ya que en este punto se alcanzó una reducción de ST del 18,42%, que se aproximó al contenido de hidratos de carbono y proteínas de los barros a digerir (Tabla 3).

4.4 Determinación de Constantes Cinéticas

Para la determinación de las constantes cinéticas k y k_s se procedió a graficar (con los datos obtenidos en laboratorio) la ecuación (41) que describe la velocidad específica de utilización de sustrato. Luego, de la pendiente de la recta de regresión se estima k_s/k y la ordenada al origen $1/k$.

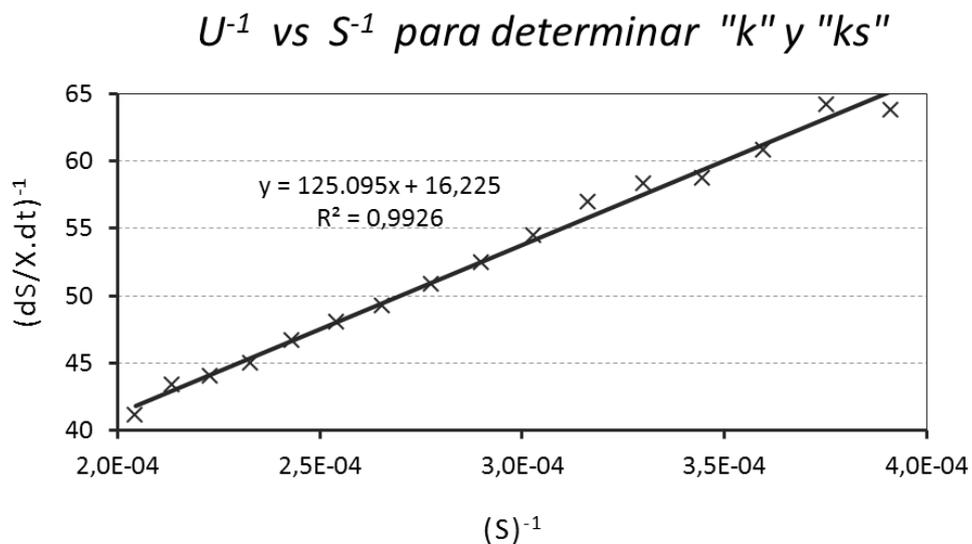


Figura 25: Recta de regresión para hallar k y k_s

De forma similar se graficó la ecuación (44) para la velocidad específica de crecimiento de biomasa, obteniendo de la recta de regresión el valor de Y (pendiente) y kd (ordenada al origen).

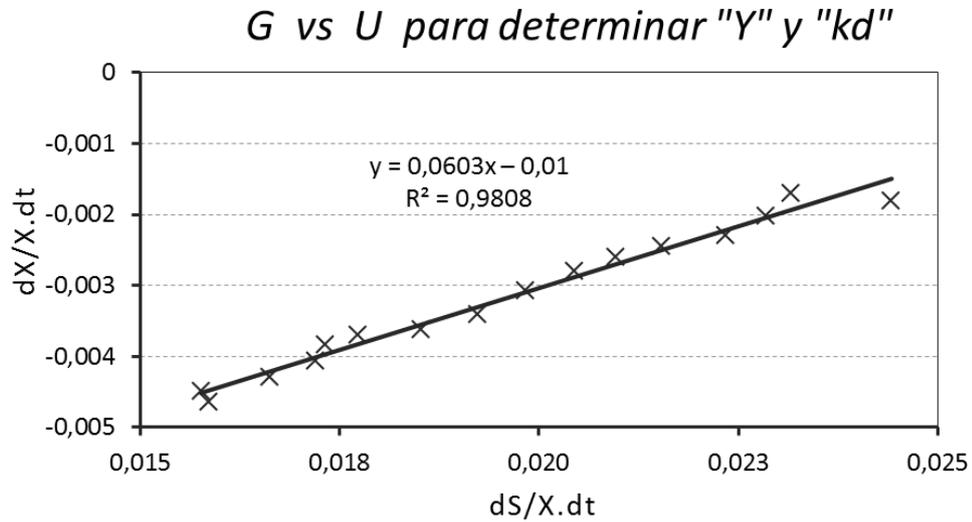


Figura 26: Recta de regresión para hallar Y y kd

En la Tabla 6 se muestra la comparación de los resultados obtenidos en la determinación de las constantes cinéticas y estequiométricas con valores publicados. Se puede observar que de los cuatro parámetros determinados, tres se encuentran en el mismo orden de magnitud. Sólo el valor de la máxima velocidad específica de utilización del sustrato ks se encuentra muy por debajo de los valores hallados por otros investigadores. Esto se debió a la diferencia de composición de los sustratos utilizados, posiblemente por la dificultad para degradar biológicamente este tipo particular de sustrato con alto contenido de celulosa, hemicelulosa y lignina.

Parámetro	Unidad	Resultado Experimental	Ref.1	Ref.2
k	gDQO/gSSV.d	0,06	3,85	
k_s	gDQO/m ³	7710	2130	
Y	gSSV/gDQO	0,06		0,08
k_d	gSSV/gSSV.d	0,01		0,03

Tabla 6: Comparación de resultados determinación de constantes cinéticas del modelo

Ref. 1: Lawrence y McCarty (1969)

Ref. 2: Tchobanoglous (2002)

4.5 Resultados de la Simulación

Para la simulación del proceso de digestión anaeróbica que consta de la degradación del sustrato, el crecimiento de la biomasa y la producción de Metano, se resolvió el sistema de EDO (17), (29) y (35) utilizando el software FlexPDE versión 5.08. La sintaxis típica utilizada para la Simulación en FlexPDE se puede ver en el Anexo II.

Se realizaron las primeras simulaciones adoptando los valores publicados de las constantes cinéticas que se muestran en la Tabla 6, planteando cuatro escenarios distintos para abarcar un amplio rango de posibilidades. El primer caso de simulación se realizó para una baja concentración de biomasa $X_0 = 100$ gDQO/m³ (100/1,42 gSSV/m³) y una concentración moderadamente alta de sustrato $S_0 = 1000$ gDQO/m³ (Figura 27). Los resultados encontrados indicaron que son necesarios unos 5 días para una remoción del 90% de la DQO.

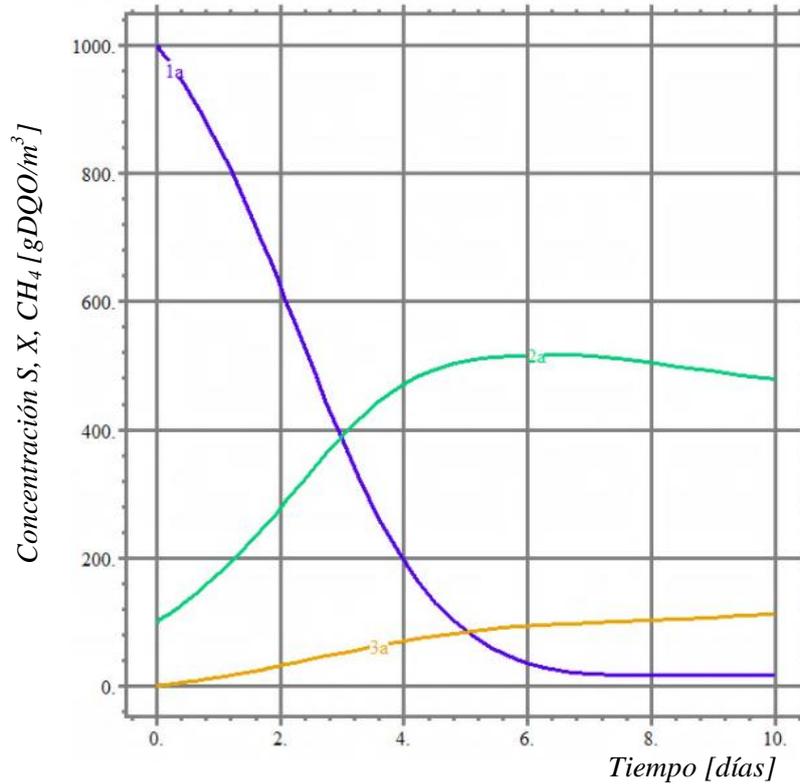


Figura 27: Simulación 1. S (1a), X (2a) y CH₄ (3a)

En el segundo caso de simulación se comprobó que el tiempo que tarda en desarrollarse la biomasa anaerobia cuando se parte de valores casi cercanos a cero, es alto (demora de aclimatación). Se requieren aproximadamente 6 días para que comience la fase de crecimiento exponencial (Figura 28), y para que la degradación del sustrato comience a ser relevante. Sin embargo la cantidad final de biogás producida es similar a la producida en la primera simulación, solo varía la velocidad de producción. Además, en ambos casos se observa que la producción de Metano creció más rápido al principio, cuando hay sustrato disponible para degradar, y luego la tasa de crecimiento fue más lenta ya que al no haber sustrato disponible, el Metano se produjo a partir de la muerte de la biomasa (fase endógena). (Lawrence y McCarty, 1969)

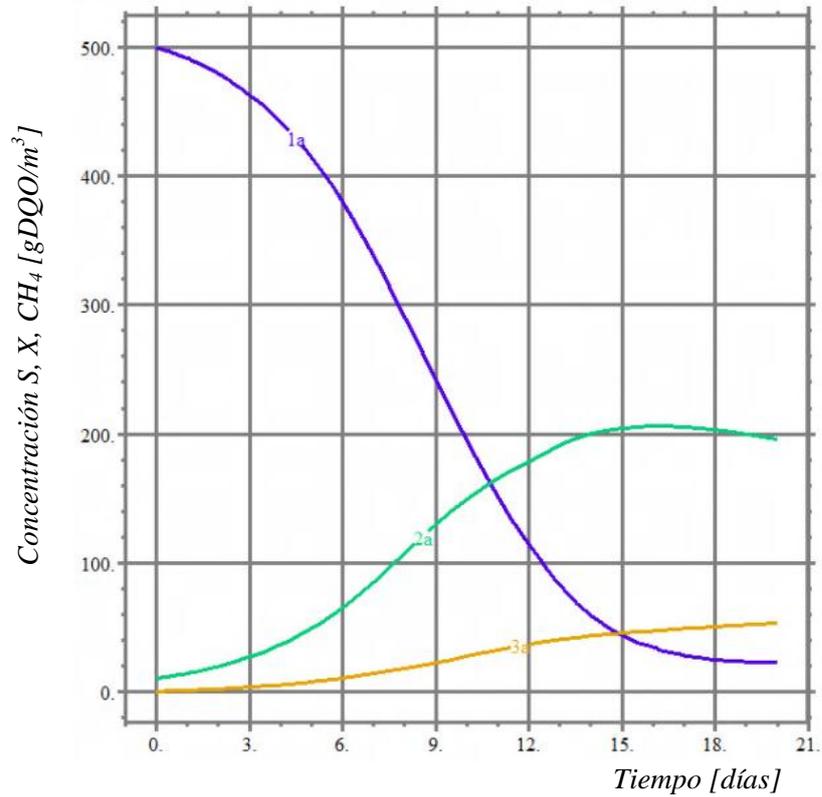


Figura 28: Simulación 2. S (1a), X (2a) y CH₄ (3a)

Cuando la concentración de biomasa fue muy superior a la del sustrato, como se planteó en el tercer caso de simulación (Figura 29), en solo un día se consumió todo el sustrato y comenzó la fase de decaimiento de la biomasa (respiración endógena). La producción de biogás fue acelerada hasta el consumo del sustrato y luego creció muy lentamente a partir de la muerte de la biomasa. (Massé y Droste, 1999)

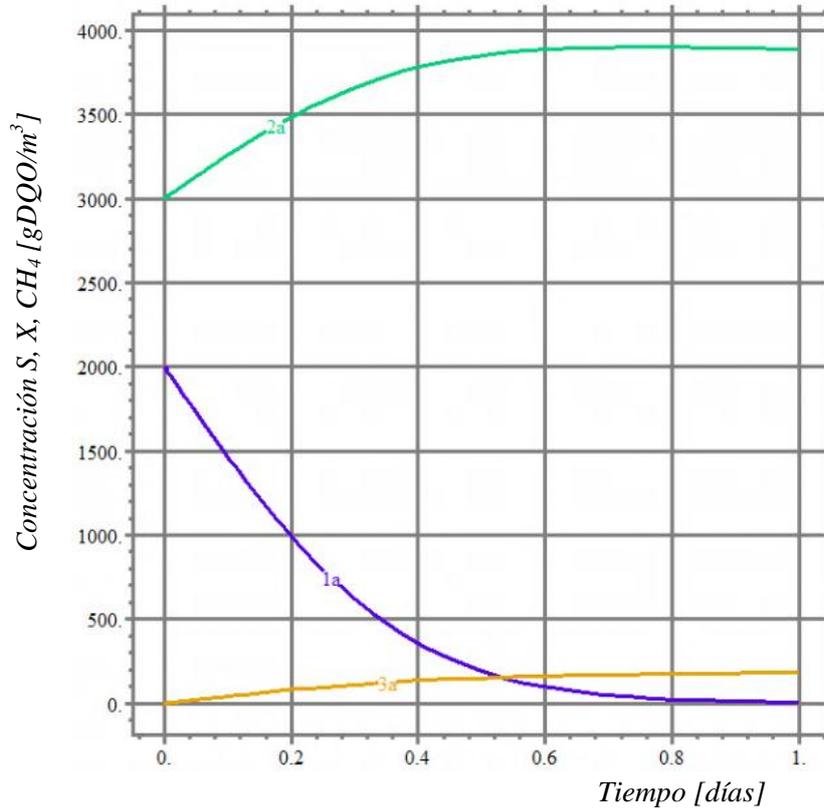


Figura 29: Simulación 3. S (1a), X (2a) y CH₄ (3a)

La situación ideal para las condiciones de operación de un reactor se planteó en el cuarto caso de simulación (Figura 30), donde una alta concentración de sustrato fue completamente degradada en solo dos días debido a la alta concentración de biomasa existente. En este caso el reactor se puede cargar cada dos días purgando periódicamente el exceso tanto de barros digeridos como de biomasa activa que debe mantenerse en una concentración constante. (Peil y Gaudy, 1971).

En los cuatro casos, los resultados que mostraron las curvas de remoción de sustrato, crecimiento de biomasa y producción de biogás se ajustaron al comportamiento esperado y los valores hallados de los parámetros estimados fueron similares a los publicados por otros investigadores. (Masse *et al.*, 2004) (Tchobanoglous *et al.*, 2002) (Eckenfelder *et al.*, 2008)

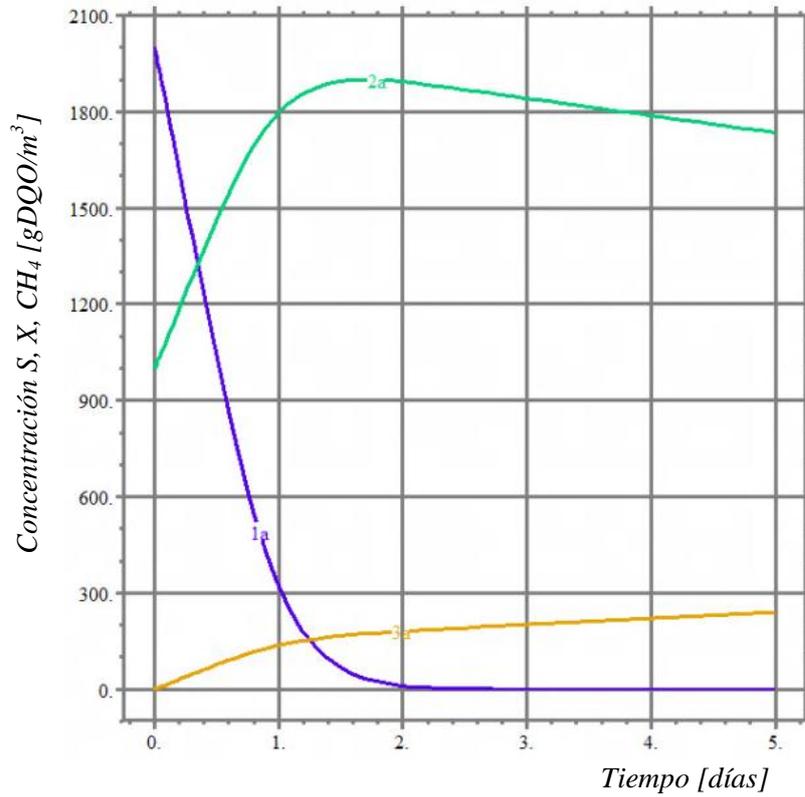


Figura 30: Simulación 4. S (1a), X (2a) y CH₄ (3a)

Por último, con los parámetros cinéticos obtenidos de los reactores en laboratorio, se simuló la digestión anaeróbica del sustrato proveniente de los barros residuales de una maltería de cebada cervecera. En la Figura 31 se muestran los resultados de la simulación y los resultados experimentales.

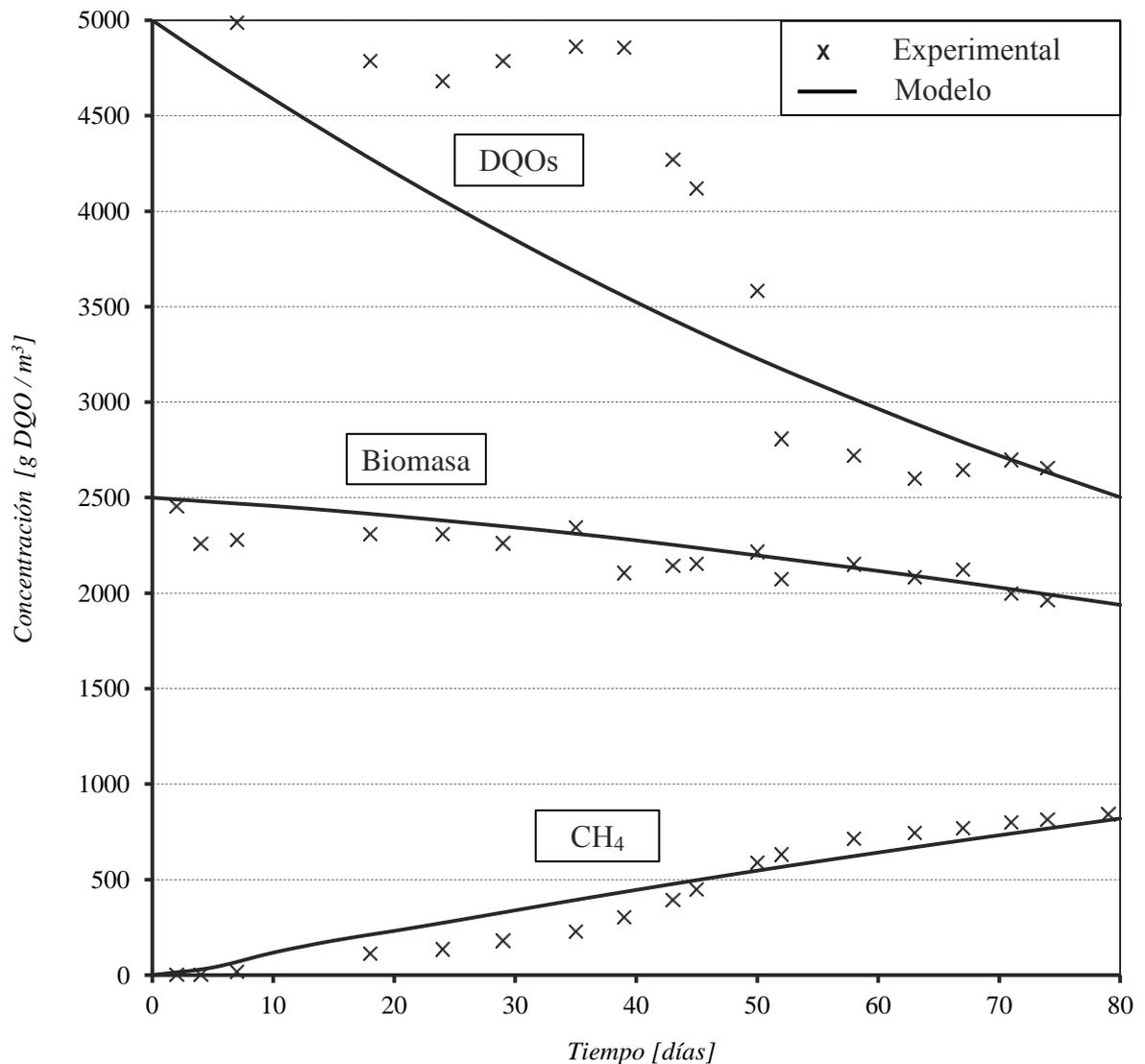


Figura 31: Resultados de la modelación y experimentales

El modelo mostró una buena predicción para la evolución de la biomasa y la producción de biogás. Sin embargo la cinética de remoción de DQO para el sustrato utilizado no fue bien descrita por dicho modelo. Durante los primeros 40 días no hubo disminuciones importantes de la DQO lo que indica un alargamiento de la fase de hidrólisis en la digestión anaeróbica. Luego se aceleró la velocidad de remoción para terminar a los 80 días con valores cercanos a los experimentales.

5. CONCLUSIONES

El modelo desarrollado para el proceso de digestión anaeróbica en reactores tipo ASBR, utilizando parámetros obtenidos de la literatura, mostró que los resultados de las simulaciones son similares a los reportados por otros autores, y las curvas de sustrato, biomasa y Metano se ajustaron al comportamiento esperado.

Los resultados de la simulación utilizando las constantes cinéticas y estequiométricas determinadas a partir de ensayos en reactores a escala laboratorio, mostraron que los valores observados experimentalmente para biomasa y Metano se ajustan a las predicciones del modelo.

El modelo desarrollado no permite predecir con exactitud la curva de remoción de DQO, para los barros residuales de la maltería de cebada, aunque permite estimar correctamente el valor final de la misma para el período evaluado.

Los valores de las siguientes constantes: tasa específica máxima de utilización del sustrato k , la constante media de saturación k_s , el coeficiente de producción de biomasa Y , y el coeficiente endógeno kd , resultaron comparables (mismo orden de magnitud) a los obtenidos por otros investigadores que utilizaron sustratos distintos al empelado en este trabajo.

El alto valor obtenido para la constante media de saturación k_s muestra que la cinética de utilización del sustrato es muy lenta. Una de las causas que puede explicar esta situación es la baja disponibilidad de sustrato de fácil biodegradabilidad.

Los ensayos realizados en los reactores a escala de laboratorio mostraron que el tiempo de retención hidráulica óptimo para la producción de biogás a partir de la digestión anaeróbica de barros de maltería es de 50 días, para una carga inicial baja y operando a temperatura ambiente.

Para una remoción importante de la DQO total y soluble, y de los SV fue necesario un tiempo de retención hidráulica de 70 días, alcanzando reducciones del 24,58 %, 45,37 % y 21,48 % respectivamente.

Por este motivo y teniendo en cuenta la cinética de remoción de DQO hallada, no sería conveniente extender el tiempo de residencia hidráulica en el reactor más allá de los 55 días.

Las posibles razones de las moderadas eficiencias obtenidas en el tratamiento anaeróbico de los barros residuales de maltería podrían resumirse del siguiente modo: 1) alta dilución de los barros (< 3% MS) dando una baja carga de sólidos al reactor, 2) alto contenido de materia orgánica de difícil biodegradación (contenido de celulosa, hemicelulosa y lignina > 68%) con baja disponibilidad de sustrato de fácil biodegradación, 3) al no disponer de dispositivo de separación de sólidos en el reactor, no fue posible incrementar el tiempo de retención de sólidos, sin aumentar el tiempo de retención hidráulica, 4) la falta de mecanismos de agitación promovió la estratificación del sustrato y las malas condiciones de mezcla que dificultan la transferencia de masa.

Sin embargo, aún en estas condiciones no óptimas para la digestión anaeróbica, los resultados experimentales a escala laboratorio mostraron que la disminución de SV fue aceptable, la remoción de DQOs dentro de los valores requeridos como proceso de estabilización y la producción de biogás acorde a los valores obtenidos en procesos de digestión anaeróbica convencionales de estiércoles y biosólidos, logrando una moderada eficiencia en el tratamiento de este tipo particular de barros residuales.

Se concluye que de acuerdo a los resultados expuestos, se alcanzaron los objetivos de desarrollar un modelo dinámico para simular la digestión anaeróbica de barros activados residuales en Reactores Secuenciales Discontinuos, determinar las constantes cinéticas del mismo y el tiempo de retención hidráulica óptimo para la producción de biogás. Además se verificaron las hipótesis asumidas, ya que, el modelo mostró un grado razonable de predicción en la simulación, utilizando un número reducido de parámetros para el ajuste del mismo, y los resultados experimentales confirmaron que es viable la digestión anaeróbica de este tipo de sustrato utilizado.

A efectos de aumentar la eficiencia del proceso de digestión anaeróbica sería recomendable aumentar la carga de sólidos, evaluando la inclusión de algún proceso de pretratamiento a los barros para concentrarlos o mejor aún algún proceso de predigestión. La optimización del diseño del reactor debería incluir dos cuestiones importantes deducidas a partir de los resultados obtenidos, a) una etapa de separación de sólidos, para lograr con el mismo tiempo de retención hidráulica, aumentar el tiempo de retención de sólidos y b) agitación, a partir por ejemplo de la recirculación del biogás generado, para mejorar las condiciones de mezclado y transferencia de materia.

6. REFERENCIAS

Andrews J.F. (1969). Dynamic Model of the Anaerobic Digestion Process. *Journal of the Sanitary Engineering Division*, Vol. 95, pp. 95-106.

Andrews J.F., Graef S.P. (1971). Dynamic Modelling and Simulation of the Anaerobic Digestion Process. *Advances in Chemistry Series, ACS*, Vol. 105, Chap. 8, pp 126-162.

Andrews J.F. (1993). Modeling and Simulation of Wastewater Treatment Processes. *Water Science & Technology*, Vol. 28, No 11-12, pp. 414-450.

Appels L., Baeyens J., Degrève J., Dewil R. (2008). Principles and Potential of the Anaerobic Digestion of Waste-Activated Sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, Vol. 34, pp. 755-781.

Bailey J.E., Ollis D. F. (1986). *Biochemical Engineering Fundamentals*. McGraw Hill, 2nd edition, New York, USA.

Batstone D.J., Keller J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi S.V., Pavlostathis S.G., Rozzi, A., Sanders W.T.M., Siegrist H., Vavilin V.A., (2002). Anaerobic Digestion Model No. 1 (AMD1), Scientific and Technical Report No. 13, IWA Publishing, London.

Baeyens J, Hosten L, Van Vaerenbergh E. (1997) *Wastewater Treatment*. 2nd Ed. Kluwer Academic Publishers. The Netherlands.

Bernard O., Hadj-Sadok Z., Dochain D., Genovesi A., Steyer J.P. (2001). Dynamical Model Development and Parameter Identification for an Anaerobic Wastewater Treatment Process. *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 75, No. 4, pp. 424-438.

Bolzonella D., Pavan P., Battistoni P., Cecchi F. (2005). Mesophilic Anaerobic Digestion of Waste Activated Sludge: Influence of the Solid Retention Time in the Wastewater Treatment Process. *Process Biochemistry*, Vol. 40, No. 3-4, pp. 1453-1460.

Campaña H., Sartor A., Frank C., Laurencena B. (1994). Diseño de un biodigestor de techo flotante. 2do Congreso Latinoamericano de Energías Alternativas. UTN - FRC, Córdoba, Argentina.

Campaña H. (2004). "Anaerobic digestion of activated sludges from malting wastewaters - Industrial - Organic agriculture cooperation - 1° part: Laboratory stage". 10° Congreso Internacional de Digestión Anaeróbica AD10. Montreal, Canadá. Publicado en *Proceedings* Vol. 4, pp. 2086-2094.

Campaña H., Benedetti P., Prieto A., Linquiman P. (2006). "Producción de biogás a partir del exceso de barros del tratamiento de efluentes de una maltería de cebada". XXII IACChE (CIIQ) / V CAIQ.

Campaña H., Benedetti P., Prieto A., Linquiman P. (2007). "Optimización del balance energético en la estabilización de barros residuales - producción de biogás - escalas laboratorio y piloto". 2do Congreso HYFUSEN, Posadas, Argentina. Publicado en resúmenes, p. 76.

Campaña H., Linquiman P., Prieto A., Benedetti P. (2008) "Anaerobic Digestión of Activated Sludges from Malting Wastewaters" Pág. 195 Proceedings. Sequencing Batch Reactor Technology. 4th Conference. Universidad de la Sapienza, Roma, Italia.

Campaña H., Benedetti P., Hernández A., Airasca A., (2009). Optimización de Parámetros que Controlan la Evolución de Biogás en la Estabilización de Barros Activados Residuales de Malterías de Cebada. Avances en Energías Renovables y Ambiente Número 13 y XXXII Congreso de ASADES, Río Cuarto, Argentina.

Copp, J. (2002). The COST Simulation Benchmark. Description and Simulator Manual. Office for Official Publications of the European Communities, Luxembourg.

Costello D.J., Greenfield P.F., Lee P.L. (1991). Dynamic Modelling of a Single-Stage High-Rate Anaerobic Reactor - II. Model verification. Water Research, Vol. 25, No 27, pp. 859-871.

Dochain, D., Vanrolleghem, P.A. (2001). Dynamical Modelling and Estimation in Wastewater Treatment Processes. IWA Publishing, London, UK.

Eckenfelder W.W. (1966). Industrial Water Pollution Control. McGraw Hill. New York, USA.

Eckenfelder W.W., Ford D.L., Engle A.J. (2008). Industrial Water Quality. 4th Ed. McGraw Hill. New York, USA.

Häck, M., Wiese, J. (2006). Trends in Instrumentation, Control and Automation and the Consequences on Urban Water Systems. Water Science & Technology, Vol. 54, No. 11-12, pp. 265-272.

Henze M., Grady C.P.L. Jr., Gujer W., Marais G.v.R., Matsuo T. (1987). Activated Sludge Model No.1 IAWPRC Scientific and Technical Report No 1, London, UK.

Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M.C., Marais G.v.R. (1995). Activated Sludge Model No.2 IAWQ Scientific and Technical Report No 3, London, UK.

Henze M., Gujer W., Mino T., Van Loosdrecht M.C.M. (2000). Activated Sludge Model ASM1, ASM2, ASM2d, ASM3. Scientific & Technical Report No.9. IWA Publishing.

Hernández A., Campaña H., Benedetti P. (2008). Aplicación del Diseño de Experimentos. Método de Taguchi a un Proceso de Digestión Anaeróbica. 8° Congreso Latinoamericano de Sociedades de Estadística (CLATSE), Montevideo, Uruguay.

Hilbert J. (1985). Estado de la tecnología del biogás en América Latina. Congreso Argentino sobre Uso Racional de la Energía, Buenos Aires, Argentina. Anales del Congreso, Tomo II, pp. 1239-1260.

Hill D.T., Barth C.L. (1977). A Dynamic Model for Simulation of Animal Waste Digestion. *Journal Water Pollution Control Federation*, Vol. 49, No. 10, pp. 2129-2143.

Hoover S.R., Porges N. (1952). Assimilation of Dairy Wastes by Activated Sludge: II. The Equation of Synthesis and Rate of Oxygen Utilization. *Sewage and Industrial Wastes*, Vol. 24, No. 3, pp. 306-312.

Hwang M.H., Jang N.J., Hyum S.H., Kim I.S. (2004) Anaerobic Bio-Hydrogen Production from Ethanol Fermentation: The Role of pH. *Journal of Biotechnology*, Vol. 111, pp. 297-309.

Kobayashi T., Li Y.Y., Harada H., Yasui H., Noike T. (2009). Upgrading of the Anaerobic Digestion of Waste Activated Sludge by Combining Temperature-Phased Anaerobic Digestion and Intermediate Ozonation. *Water Science & Technology*, Vol. 59, No. 1, pp. 185-193.

Kononova M.M. (1961). *Soil Organic Matter. Its nature, its role in soil formation and in soil fertility*, pp 49-51. Pergamon Press, Oxford.

Lawrence A.W., McCarty P.L. (1969). Kinetics of Methane Fermentation in Anaerobic Treatment - *Journal Water Pollution Control Federation* Vol. 41, No 2, Part 2, pp. 1-17.

Lawrence A.W., McCarty P.L. (1970). A Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation. *Journal of the Sanitary Engineering Division*, Vol. 96, No. 3, pp. 757-778.

Lineweaver H., Burk D. (1934). The Determination of Enzyme Dissociation Constants. *Journal of the American Chemical Society*, Vol. 56, pp. 658-666.

Massé D. I. (1995) Psychrophilic Anaerobic Digestion of Swine Manure Slurry in Intermittently Fed Sequencing Batch Reactors. Ph.D. Thesis. Department of Civil Engineering, University of Ottawa, Ottawa, Canada.

Massé D.I., Droste R.L., Kennedy K.J., Patni N.K., Munroe J.A. (1997). Potential for the Psychrophilic Anaerobic Treatment of Swine Manure using a Sequencing Batch Reactor. *Canadian Agricultural Engineering*, Vol. 39, No. 1, pp. 25-33.

Massé D.I., Droste R.L. (1999). Comprehensive Model of an Aerobic Digestion of Swine Manure Slurry in a Sequencing Batch Reactor. *Water Research* Vol. 34, No 12, pp. 3087-3106.

Massé D.I., Croteau F., Masse L., Danesh S. (2004). The Effect of Scale-Up on the Digestion of Swine Manure Slurry in Psychrophilic Anaerobic Sequencing Batch Reactors. *Transactions of the American Society of Agricultural Engineers*, Vol. 47, 4, pp. 1367-1373.

Metcalf & Eddy Inc. (1972). *Wastewater Engineering, Collection, Treatment, Disposal*. McGraw Hill. New York, USA.

McCarty P.L. (1964). Anaerobic Waste Treatment Fundamentals, Part I, II, III, IV. Public Works, Vol. 95, No. 9, 10, 11, 12, pp. 107-112, 123-126, 91-94, 95-99.

Michaelis L., Menten M.L. (1913). Die Kinetik der Invertin Wirkung Biochem. Biochemische Zeitschrift, Vol. 49, pp. 333-369.

Moletta R., Verrier D., Albagnac G. (1986). Dynamic Modelling of Anaerobic Digestion. Water Research Vol. 20, No 4, pp. 427-434.

Monod J. (1942). Recherches sur la Croissance des Cultures Bactériennes. Ph.D. Thesis. Actualités scientifiques et industrielles. Hermann. Paris, Francia.

Monod, J. (1949). The Growth of Bacterial Cultures. Annual Review of Microbiology, Vol. 3, pp. 371-394.

Mosey F.E. (1983). Mathematical Modelling of the Anaerobic Digestion Process: Regulatory Mechanism for the Formation of Short-Chain Volatile Acids from Glucose. Water Science & Technology, Vol. 15, pp. 209-232.

Orozco Jaramillo A. (2005). Bioingeniería de Aguas Residuales: Teoría y Diseño. Asociación Colombiana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Bogotá, Colombia.

Peil K.M., Gaudy A.F. (1971). Kinetic Constants for Aerobic Growth of Microbial Populations Selected with Various Single Compounds and with Municipal Wastes as Substrates. Applied Microbiology, Vol. 21, No. 2, pp. 253-256.

Petersen E.E. (1965). Chemical Reaction Analysis. Prentice-Hall Inc., New Jersey, USA.

Qasim S.R. (1999). Wastewater Treatment Plants: Planning, Design and Operation. 2nd Ed. CRC Press. Boca Raton, USA.

Rehm H.J., Reed G., Pühler A., Stadler P.J.W. (2000). Biotechnology, Vol. 11A: Environmental Processes I. 2nd Ed. Wiley. New York, USA.

Ryhiner G.B., Heinzle E., Dunn I.J. (1993). Modeling and Simulation of Anaerobic Wastewater Treatment and Its Application to Control Design: Case Whey. Biotechnology Progress, Vol. 9, No 3, pp. 332-343.

Shanahan P. (2006). Water and Wastewater Treatment Engineering. Graduate Course Lectures. Department of Civil and Environmental Engineering. Massachusetts Institute of Technology, USA.

SMWW (1999). Standard Methods for the examination of Water and Wastewater. 20th edition, pp. 2540, 5220. American Public Health Association. American Water Works Association. Water Environment Federation.

Speece R.E. (1996). Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters. Archae Press. Nashville, USA.

6. Referencias

Stevenson F.J. (1965). Gross Chemical Fractionation of Organic Matter In: Methods of Soil Analysis. Part 2. Chemical and Microbiological Properties. C.A. Black, D.D. Evans, L.E. Ensminger & F.E. Clark. (ed.) American Society of Agronomy. Madison, WI., pp 1409-1414.

Sundstrom D.W., Klei, H.E. (1979). Wastewater Treatment. Englewood Cliffs: Prentice-Hall. New Jersey, USA.

Tchobanoglous G., Burton F.L. (1991). Wastewater Engineering, Treatment, Disposal, Reuse. McGraw Hill. New York, USA.

Tchobanoglous G., Burton F.L., Stensel H.D. (2002). Wastewater Engineering, Treatment and Reuse, 4th edition, McGraw Hill, New York, USA.

Turovskiy I.S., Mathai P.K. (2006). Wastewater Sludge Processing. Wiley. New York, USA.

Van de Velden M., Baeyens J., Smolders K. (2007). Solid Mixing in the Rise of a Circulating Fluidized Bed. Chemical Engineering Science, Vol. 62, No 8, pp. 2139-2153.

Van Impe J.F., Vanrolleghem P.A., Iserentant D.M. (1998). Advanced Instrumentation, Data Interpretation, and Control of Biotechnological Processes. Kluwer Academic Publishers, Netherlands.

ANEXOS

Anexo I: Planillas de cálculo para resolución de ecuaciones

Anexo II: Sintaxis Típica para la Simulación en FlexPDE

Anexo III: Tablas de resultados de laboratorio

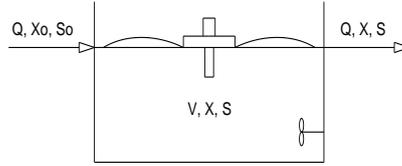
Anexo IV: Planillas de cálculo para constantes

Anexo I: Planillas de cálculo para resolución de ecuaciones

Reactor Aeróbico Mezcla Completa sin Recirculación

Datos de Entrada

So =	500	gDBO5/m3
Xo =	0	gSSV/m3
V =	1000	m3
Q =	2000	m3/d



Parámetros Cinéticos

Y =	0,6	gSSV/gDB
μ_{max} =	3	1/d
Ks =	60	gDBO/m3
Kd =	0,1	1/d

Sistema de EDO que gobiernan el Sistema

$$dS/dt = Q/V * (So - S) - \mu_{max}/Y * S / (Ks + S) * X = S'$$

$$dX/dt = Q/V * (Xo - X) + \mu_{max} * S / (Ks + S) * X - Kc = X'$$

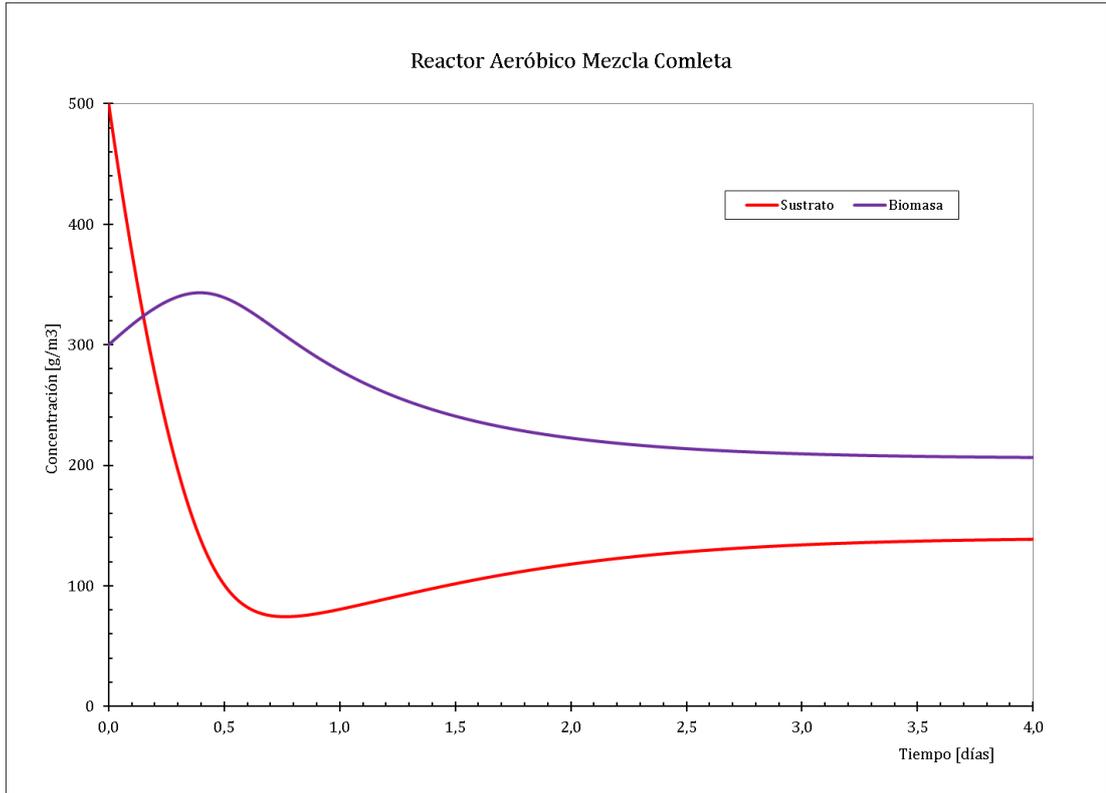
Resolución por Método de Euler

$$S(t+1) = S(t) + S'(t) * h$$

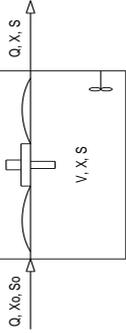
$$X(t+1) = X(t) + X'(t) * h$$

$$\text{Paso } h = 0,001$$

t	S'(t)	X'(t)	S(t)	X(t)
0,000	-1339,29	173,57	500	300
0,001	-1337,00	173,44	498,66	300,17
0,002	-1334,71	173,31	497,32	300,35
0,003	-1332,43	173,18	495,99	300,52
0,004	-1330,14	173,04	494,66	300,69
0,005	-1327,86	172,91	493,33	300,87
0,006	-1325,59	172,77	492,00	301,04
0,007	-1323,31	172,63	490,67	301,21
0,008	-1321,04	172,49	489,35	301,38
0,009	-1318,77	172,36	488,03	301,56
0,010	-1316,50	172,21	486,71	301,73
0,011	-1314,23	172,07	485,39	301,90
0,012	-1311,97	171,93	484,08	302,07
0,013	-1309,71	171,79	482,77	302,25
0,014	-1307,45	171,64	481,46	302,42
0,015	-1305,19	171,50	480,15	302,59
0,016	-1302,93	171,35	478,84	302,76
0,017	-1300,68	171,20	477,54	302,93
0,018	-1298,43	171,05	476,24	303,10
0,019	-1296,18	170,90	474,94	303,27
0,020	-1293,93	170,75	473,65	303,45
0,021	-1291,69	170,60	472,35	303,62
0,022	-1289,44	170,44	471,06	303,79
0,023	-1287,20	170,29	469,77	303,96
0,024	-1284,96	170,13	468,48	304,13
0,025	-1282,73	169,97	467,20	304,30
0,026	-1280,49	169,81	465,92	304,47
0,027	-1278,26	169,65	464,64	304,64
0,028	-1276,03	169,49	463,36	304,81
0,029	-1273,80	169,33	462,08	304,98
0,030	-1271,57	169,17	460,81	305,15
0,031	-1269,35	169,00	459,54	305,31
0,032	-1267,12	168,84	458,27	305,48
0,033	-1264,90	168,67	457,00	305,65
0,034	-1262,68	168,50	455,74	305,82
0,035	-1260,47	168,33	454,47	305,99
0,036	-1258,25	168,16	453,21	306,16
0,037	-1256,04	167,99	451,95	306,33
0,038	-1253,82	167,82	450,70	306,49



Reactor Aeróbico Mezcla Completa sin Recirculación



Datos de Entrada

- So = 500 gBOD5/m3
- Xo = 0 gSSV/m3
- V = 1000 m3
- Q = 2000 m3/d

Parámetros Cinéticos

- Y = 0,5 gSSV/gDBO
- µmax = 5 1/d
- Ks = 100 gDBO/m3
- Kd = 0,1 1/d

Sistema de EDO que gobiernan el Sistema

$$dS/dt = Q/V * (S_0 - S) - \mu_{max} Y * S / (K_s + S) * X = S'$$

$$dX/dt = Q/V * (X_0 - X) + \mu_{max} * S / (K_s + S) * X - K_d X = X'$$

Resolución por Método de Runge-Kutta de 4to Orden

$$S(t+h) = S(t) + \phi(t, S, X) * h$$

$$S(t+1) = S(t) + 1/6 * (K1,1 + 2K2,1 + 2K3,1 + K4,1) * h$$

$$X(t+h) = X(t) + \phi^*(t, S, X) * h$$

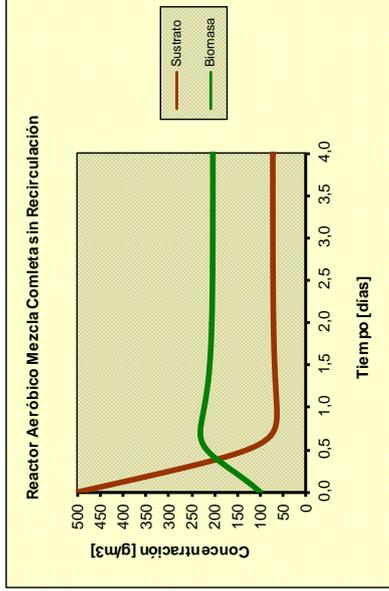
$$X(t+1) = X(t) + 1/6 * (K1,2 + 2K2,2 + 2K3,2 + K4,2) * h$$

$$K1,1 = S' (t, S, X)$$

$$K2,1 = S' (t+h/2, S, X)$$

$$K3,1 = S' (t+h, S, X)$$

$$K4,1 = S' (t+h, S, X)$$



t	K1,1	K1,2	S _{i+K1,1} h	X _{i+K1,1} h	K2,1	K2,2	S _{i+K2,1} h	X _{i+K2,1} h	K3,1	K3,2	S _{i+K3,1} h	X _{i+K3,1} h	K4,1	K4,2	S _{i+K4,1} h	X _{i+K4,1} h	φ ₂	S(t)	X(t)
0,000	-833,3333	206,6667	499,5833	100,1033	-833,2452	206,8223	499,5834	100,1034	-833,2459	206,8224	499,1668	100,2068	-833,1581	206,9780	-833,2456	206,8223	500	500	100
0,001	-833,1581	206,9780	498,7502	100,3103	-833,0706	207,1335	498,7502	100,3104	-833,0714	207,1337	498,3337	100,4140	-832,9843	207,2891	-833,0711	207,1336	499,17	499,17	100,21
0,002	-832,9843	207,2891	497,9172	100,5176	-832,8975	207,4446	497,9172	100,5177	-832,8982	207,4448	497,5008	100,6214	-832,8118	207,6002	-832,8979	207,4447	498,33	498,33	100,41
0,003	-832,8118	207,6002	497,0844	100,7252	-832,7257	207,7555	497,0844	100,7253	-832,7264	207,7557	496,6681	100,8292	-832,6407	207,9110	-832,7261	207,7556	497,50	497,50	100,62
0,004	-832,6407	207,9110	496,2517	100,9331	-832,5552	208,0663	496,2518	100,9332	-832,5560	208,0665	495,8355	101,0372	-832,4709	208,2218	-832,5557	208,0664	496,67	496,67	100,83
0,005	-832,4709	208,2218	495,4193	101,1413	-832,3861	208,3770	495,4193	101,1414	-832,3866	208,3772	495,0031	101,2456	-832,3025	208,5323	-832,3866	208,3771	495,84	495,84	101,04
0,006	-832,3025	208,5323	494,5870	101,3499	-832,2184	208,6875	494,5870	101,3499	-832,2191	208,6877	494,1709	101,4543	-832,1353	208,8428	-832,2188	208,6876	495,00	495,00	101,25
0,007	-832,1353	208,8428	493,7548	101,5587	-832,0519	208,9978	493,7549	101,5588	-832,0526	208,9980	493,3388	101,6633	-831,9695	209,1530	-832,0523	208,9979	494,17	494,17	101,45
0,008	-831,9695	209,1530	492,9229	101,7679	-831,8867	209,3080	492,9229	101,7679	-831,8875	209,3082	492,5070	101,8726	-831,8050	209,4631	-831,8872	209,3081	493,34	493,34	101,66
0,009	-831,8050	209,4631	492,0911	101,9773	-831,7229	209,6180	492,0911	101,9774	-831,7236	209,6182	491,6752	102,0822	-831,6418	209,7730	-831,7233	209,6181	492,51	492,51	101,87
0,010	-831,6418	209,7730	491,2594	102,1871	-831,5603	209,9278	491,2595	102,1872	-831,5610	209,9280	490,8437	102,2921	-831,4798	210,0827	-831,5607	209,9279	491,68	491,68	102,08
0,011	-831,4798	210,0827	490,4279	102,3972	-831,3999	210,2374	490,4280	102,3973	-831,3997	210,2376	490,0123	102,5024	-831,3191	210,3923	-831,3993	210,2375	490,84	490,84	102,29
0,012	-831,3191	210,3923	489,5966	102,6076	-831,2388	210,5469	489,5967	102,6077	-831,2396	210,5471	489,1810	102,7129	-831,1596	210,7016	-831,2393	210,5470	490,01	490,01	102,50
0,013	-831,1596	210,7016	488,7655	102,8183	-831,0800	210,8562	488,7655	102,8184	-831,0807	210,8563	488,3500	102,9238	-831,0014	211,0108	-831,0804	210,8562	489,18	489,18	102,71
0,014	-831,0014	211,0108	487,9345	103,0293	-830,9224	211,1652	487,9345	103,0294	-830,9231	211,1654	487,5190	103,1349	-830,8444	211,3198	-830,9228	211,1653	488,35	488,35	102,92
0,015	-830,8444	211,3198	487,1036	103,2406	-830,7659	211,4741	487,1037	103,2407	-830,7667	211,4743	486,6883	103,3464	-830,6885	211,6285	-830,7664	211,4742	487,52	487,52	103,13
0,016	-830,6885	211,6285	486,2729	103,4522	-830,6107	211,7827	486,2730	103,4523	-830,6114	211,7829	485,8577	103,5582	-830,5339	211,9371	-830,6111	211,7828	486,69	486,69	103,35
0,017	-830,5339	211,9371	485,4424	103,6642	-830,4567	212,0912	485,4424	103,6642	-830,4574	212,0914	485,0272	103,7703	-830,3805	212,2454	-830,4571	212,0913	485,86	485,86	103,56
0,018	-830,3805	212,2454	484,6120	103,8764	-830,3038	212,3994	484,6120	103,8765	-830,3045	212,3996	484,1969	103,9827	-830,2282	212,5535	-830,3042	212,3995	485,03	485,03	103,77
0,019	-830,2282	212,5535	483,7818	104,0890	-830,1521	212,7074	483,7818	104,0890	-830,1528	212,7076	483,3667	104,1954	-830,0770	212,8614	-830,1525	212,7075	484,20	484,20	103,98
0,020	-830,0770	212,8614	482,9517	104,3018	-830,0015	213,0152	482,9517	104,3019	-830,0022	213,0154	482,5367	104,4084	-829,9270	213,1691	-830,0019	213,0153	483,37	483,37	104,20
0,021	-829,9270	213,1691	482,1218	104,5150	-829,8521	213,3228	482,1218	104,5151	-829,8528	213,3229	481,7069	104,6276	-829,7781	213,4765	-829,8525	213,3228	482,54	482,54	104,41
0,022	-829,7781	213,4765	481,2920	104,7285	-829,7038	213,6301	481,2920	104,7286	-829,7045	213,6302	480,8772	104,8354	-829,6304	213,7837	-829,7042	213,6302	481,71	481,71	104,62
0,023	-829,6304	213,7837	480,4624	104,9423	-829,5565	213,9372	480,4624	104,9423	-829,5573	213,9373	480,0476	105,0493	-829,4837	214,0907	-829,5569	213,9372	480,88	480,88	104,84
0,024	-829,4837	214,0907	479,6329	105,1564	-829,4104	214,2440	479,6329	105,1564	-829,4111	214,2441	479,2182	105,2636	-829,3381	214,3974	-829,4108	214,2440	480,05	480,05	105,05
0,025	-829,3381	214,3974	478,8035	105,3707	-829,2653	214,5505	478,8036	105,3707	-829,2661	214,5507	478,3889	105,4781	-829,1936	214,7038	-829,2657	214,5506	479,22	479,22	105,26
0,026	-829,1936	214,7038	477,9744	105,5855	-829,1213	214,8569	477,9744	105,5855	-829,1220	214,8570	477,5598	105,6930	-829,0501	215,0100	-829,1217	214,8569	478,39	478,39	105,48
0,027	-829,0501	215,0100	477,1453	105,8005	-828,9784	215,1629	477,1453	105,8005	-828,9791	215,1631	476,7308	105,9081	-828,9076	215,3159	-828,9788	215,1630	477,56	477,56	105,69
0,028	-828,9076	215,3159	476,3164	106,0158	-828,8365	215,4687	476,3164	106,0159	-828,8372	215,4689	475,9020	106,1236	-828,7662	215,6216	-828,8368	215,4688	476,73	476,73	105,91
0,029	-828,7662	215,6216	475,4876	106,2314	-828,6955	215,7742	475,4877	106,2315	-828,6963	215,7744	475,0733	106,3394	-828,6258	215,9269	-828,6959	215,7743	475,90	475,90	106,12

Anexo II: Sintaxis Típica para la Simulación en FlexPDE

```

{*****
Modelo para reactor biológico (biomasa suspendida) suponiendo
mezcla completa y en condiciones anaeróbicas
Se consideran sustrato S, biomasa B y Metano CH4
*****}

TITLE
"Modelo Reactor Anaeróbico Batch"

SELECT
ngrid=1

VARIABLES
Sustrato (0.01)    {Sustrato [gCOD/m3]}
Biomasa (0.01)    {Biomasa [gCOD/m3]}
Metano (0.01)     {Metano [gCOD/m3]}

DEFINITIONS
Q = 0              {Caudal de entrada al reactor [m3/d] = 0 por ser en Batch}
V = 0.002          {Volumen del reactor [m3]}
Si = 0             {Sustrato de entrada (Carga orgánica) [gCOD/m3] = 0 por ser en Batch}
Yi = 0.05 |       {Coef. estequiométrico producción biomasa (Fermentación y Metanogénesis) [gVSS/gCOD]}
k = 0.11           {Máx. velocidad específica de utilización del sustrato [gCOD/gVSS.d] 20 grad C}
Ks = 6000          {Constante media de saturación para 20 grad C [gCOD/m3]}
Bi = 0             {Biomasa de entrada [gSSV/m3] = 0 por ser en Batch}
Kd = 0.025        {Vel. específica decrecimiento biomasa (Fermentación y Metanogénesis) [gVSS/gVSS.d]}

INITIAL VALUES
Sustrato = 5000    {Sustrato (Carga orgánica) en t = 0 en el reactor [gCOD/m3]}
Biomasa = 2200     {Biomasa en t= 0 en el reactor [gCOD/m3]}
Metano = 0         {Metano en t= 0 en el reactor [gCOD/m3]}

EQUATIONS
Sustrato: dt(Sustrato) = Q/V * (Si - Sustrato) - k * Sustrato/(Ks+Sustrato) * Biomasa
Biomasa: dt(Biomasa) = Q/V * (Si - Sustrato) + Y * k * Sustrato/(Ks+Sustrato) * Biomasa - Kd * Biomasa
Metano: dt(Metano) = (1 - 1.42 * Y) / 4 * k * Sustrato/(Ks+Sustrato) * Biomasa + 1.42/4 * Kd * Biomasa

BOUNDARIES
REGION 1          {Se define un dominio ficticio}
START (0,0)
LINE TO (1,0) TO (1,1) TO (0,1) TO CLOSE

TIME 0 TO 40     {Tiempo de retención hidráulica [d]}

HISTORIES         {Gráfico de S, B y CH4 en función del tiempo}
HISTORY (Sustrato,Biomasa,Metano) AT (0.5,0.5) AS 'Sustrato / Biomasa / Metano'

END

```

Anexo III: Tablas de resultados de laboratorio

Fecha	pH A	pH B	pH C	Temp A °C	Temp B °C	Temp C °C	Temp Amb °C
21/02/2011		6,73			21,60		25
21/02/2011		8,15			21,60		25
21/02/2011		7,84			21,60		25
23/02/2011	7,68			24,5			24
23/02/2011		7,58			22,8		24
23/02/2011			7,63			22,8	24
25/02/2011	7,23			24,2			25
25/02/2011		7,26			23,9		25
25/02/2011							25
25/02/2011			7,29			23,7	25
28/02/2011	7,40			26,1			25
28/02/2011		7,40			25,7		25
28/02/2011			7,40			25,4	25
11/03/2011	7,24			26,8			25
11/03/2011		7,27			26,9		25
11/03/2011			7,23			26,4	25
17/03/2011	7,25			22,8			24
17/03/2011		7,21			21,9		24
17/03/2011			7,23			22,3	24
22/03/2011	7,22			25,3			28
22/03/2011		7,22			24,4		28
22/03/2011			7,22			24,7	28
28/03/2011	7,29			21,6			23
28/03/2011		7,23			20,6		23
28/03/2011			7,25			20,8	23
01/04/2011	7,25			23,6			25
01/04/2011		7,21			22,9		25
01/04/2011			7,25			23,3	25
05/04/2011	7,34			20,9			21
05/04/2011		7,31			20,6		21
05/04/2011			7,32			20,3	21
07/04/2011	7,45			22,0			24
07/04/2011		7,44			21,8		24
07/04/2011			7,42			22,1	24
12/04/2011	7,41			23,0			25
12/04/2011		7,48			23,3		25
12/04/2011			7,47			23,5	25
14/04/2011	7,49			21,8			25
14/04/2011		7,48			21,8		25
14/04/2011			7,49			21,2	25
20/04/2011	7,49			23,3			24

Anexos

Fecha	pH A	pH B	pH C	Temp A °C	Temp B °C	Temp C °C	Temp Amb °C
20/04/2011		7,47			23,2		24
20/04/2011			7,46			22,7	24
25/04/2011	7,44			22,2			24
25/04/2011		7,43			21,2		24
25/04/2011			7,43			21,9	24
29/04/2011	7,44			23,2			24
29/04/2011		7,43			23,3		24
29/04/2011			7,42			23,4	24
03/05/2011	7,49			23,0			23
03/05/2011		7,47			23,1		23
03/05/2011			7,45			22,3	23
06/05/2011	7,45			23,2			25
06/05/2011		7,45			22,9		25
06/05/2011			7,46			23,2	25
11/05/2011	7,37			22,3			25
11/05/2011		7,39			22,4		25
11/05/2011			7,38			22,4	25
13/05/2011							23
13/05/2011							23
13/05/2011							23
20/05/2011							24

Anexos

Fecha	BG A [ml]	BG B [ml]	BG C [ml]	DQOf A [ml]	DQOf B [ml]	DQOf C [ml]	DQO A [ml]	DQO B [ml]	DQO C [ml]
23/02/2011	20			3.680			10.200		
23/02/2011		20			2.120			11.750	
23/02/2011			20			2.780			10.900
25/02/2011	20			3.600			10.300		
25/02/2011		20			2.500			10.250	
25/02/2011									
25/02/2011			20			2.900			10.290
28/02/2011	95			4.550					
28/02/2011		50			4.070				
28/02/2011			95			4.100			
11/03/2011	520			5.010					
11/03/2011		120			4.760				
11/03/2011			550			4.590			
17/03/2011	610			4.610					
17/03/2011		100			4.650			27.400	
17/03/2011			640			4.790			
22/03/2011	230			4.730					
22/03/2011		30			4.270			28.400	
22/03/2011			210			5.360			
28/03/2011	410			4.930					
28/03/2011		35			4.760			28.900	
28/03/2011			420			4.900			
01/04/2011	750			4.890					
01/04/2011		300			4.790			29.000	
01/04/2011			760			4.900			
05/04/2011	360			4.250					
05/04/2011		360			4.280			29.700	
05/04/2011			380			4.290			
07/04/2011	630			4.400					
07/04/2011		630			4.060			28.300	
07/04/2011			640			3.900			
12/04/2011	620			3.540					
12/04/2011		620			3.590			29.400	
12/04/2011			640			3.620			
14/04/2011	780			2.770					
14/04/2011		780			2.820			25.500	
14/04/2011			820			2.840			
20/04/2011	320			2.740					
20/04/2011		320			2.710			26.100	
20/04/2011			340			2.710			
25/04/2011	440			2.550					
25/04/2011		440			2.600			24.600	
25/04/2011			460			2.660			
29/04/2011	530			2.640					
29/04/2011		530			2.630			24.800	

Anexos

Fecha	BG A [ml]	BG B [ml]	BG C [ml]	DQOf A [ml]	DQOf B [ml]	DQOf C [ml]	DQO A [ml]	DQO B [ml]	DQO C [ml]
29/04/2011			560			2.670			
03/05/2011	630			2.700					
03/05/2011		640			2.690			24.600	
03/05/2011			660			2.710			
06/05/2011	700			2.940					
06/05/2011		710			2.640			22.400	
06/05/2011			730			2.390			
11/05/2011	100			2.830					
11/05/2011		100			2.580			24.500	
11/05/2011			100			2.910			
13/05/2011	150								
13/05/2011		150							
13/05/2011			150						
20/05/2011	320	330	320						

Anexos

Fecha	Crisol [g]	Mue Húm [g]	M Seca [105 °C] + Crisol [g]	M Seca [550 °C] + Crisol [g]	M Seca [180 °C] + Crisol [g]	Observaciones
21/02/2011	18,4572	4,8544	18,6493	18,5080		ST. Barro estabilizado
21/02/2011	8,0567	6,0545	8,1402	8,0764		ST. Barro fresco
21/02/2011	17,6666	1,6190	17,7524	17,6713		SS. Barro estabilizado
21/02/2011	10,0289	1,3563	10,1357	10,0411		SS. Barro fresco
21/02/2011	20,1637	2,4076			20,1863	SD. Barro estabilizado
21/02/2011	14,4671	6,3688			14,4850	SD. Barro fresco
21/02/2011	9,7264	6,2759	9,8177			ST. Barro fresco
21/02/2011	10,0305	6,2105	10,2672			ST. Barro estabilizado
21/02/2011	9,3509	9,0200	9,5868			ST. Mezcla 1:1
23/02/2011	9,7231	0,9390	9,7495	9,7290		ST. Reactores
23/02/2011	10,0277	3,1077	10,1640	10,0554		SS. Reactores
23/02/2011	9,3502	2,6937			9,3674	SD. Reactores
25/02/2011	14,4651	3,9112	14,5643	14,4910		ST. Reactores
25/02/2011	8,0569	1,3197	8,1178	8,0684		SS. Reactores
25/02/2011	18,4589	0,3757	18,4782			SS. Reactores
25/02/2011	9,3508	4,3517			9,3758	SD. Reactores
28/02/2011	9,7253	2,5849	9,7924	9,7411		ST. Reactores
28/02/2011	9,8293	0,7297	9,8626	9,8355		SS. Reactores
28/02/2011	10,0296	2,8485			10,0473	SD. Reactores
11/03/2011	9,7270	2,5507	9,7901	9,7414		ST. Reactores
11/03/2011	9,8302	0,7874	9,8690	9,8366		SS. Reactores
11/03/2011	9,3512	3,5930			9,3701	SD. Reactores
17/03/2011	9,7294	2,4926	9,7956	9,7450		ST. Reactores
17/03/2011	9,8306	0,8584	9,8720	9,8384		SS. Reactores
17/03/2011	9,3510	4,5232			9,3804	SD. Reactores
22/03/2011	9,7323	2,9309	9,8093	9,7507		ST. Reactores
22/03/2011	9,8317	1,2016	9,8874	9,8422		SS. Reactores
22/03/2011	9,3510	4,1173			9,3783	SD. Reactores
28/03/2011	9,7327	2,842	9,8120	9,7503		ST. Reactores
28/03/2011	9,8323	0,9081	9,8725	9,8398		SS. Reactores
28/03/2011	9,3509	3,6425			9,3785	SD. Reactores
01/04/2011	9,7336	4,4719	9,8474	9,7619		ST. Reactores
01/04/2011	9,8334	1,2754	9,8947	9,8462		SS. Reactores
01/04/2011	9,3511	6,0257			9,3914	SD. Reactores
05/04/2011	9,7344	4,0156	9,8378	9,7600		ST. Reactores
05/04/2011	9,8342	1,3404	9,8985	9,8475		SS. Reactores
05/04/2011	9,3512	4,8707			9,3838	SD. Reactores
07/04/2011	9,7350	4,9284	9,8599	9,7657		ST. Reactores
07/04/2011	9,8347	1,3071	9,8953	9,8471		SS. Reactores
07/04/2011	9,3513	4,9868			9,3825	SD. Reactores
12/04/2011	9,7378	4,9452	9,8621	9,7689		ST. Reactores
12/04/2011	9,8357	1,5933	9,9064	9,8492		SS. Reactores
12/04/2011	9,3516	5,3870			9,3830	SD. Reactores
14/04/2011	9,7382	5,0200	9,8591	9,7705		ST. Reactores
14/04/2011	9,8363	1,7942	9,9224	9,8543		SS. Reactores

Anexos

14/04/2011	9,3514	4,4499			9,3764	SD. Reactores
20/04/2011	9,7382	3,7545	9,8303	9,7617		ST. Reactores
20/04/2011	9,8371	1,4248	9,9020	9,8501		SS. Reactores
20/04/2011	9,3514	5,0965			9,3798	SD. Reactores
25/04/2011	9,7385	3,3319	9,8208	9,7595		ST. Reactores
25/04/2011	9,8372	1,0220	9,8871	9,8471		SS. Reactores
25/04/2011	9,3515	5,8985			9,3892	SD. Reactores
29/04/2011	9,7390	4,5854	9,8493	9,7674		ST. Reactores
29/04/2011	9,8375	1,1782	9,8914	9,8474		SS. Reactores
29/04/2011	9,3518	5,8981			9,3855	SD. Reactores
03/05/2011	9,7330	6,9788	9,8982	9,7778		ST. Reactores
03/05/2011	9,8371	1,5560	9,9108	9,8531		SS. Reactores
03/05/2011	9,3520	5,4222			9,3828	SD. Reactores
06/05/2011	9,7273	4,7194	9,8371	9,7562		ST. Reactores
06/05/2011	9,8368	2,3504	9,9435	9,8592		SS. Reactores
06/05/2011	9,3515	4,9560			9,3800	SD. Reactores
11/05/2011	9,7282	3,3003	9,8039			ST. Reactores
11/05/2011	9,8380	2,5055	9,9470			SS. Reactores
11/05/2011	17,9387	4,3926			17,6932	SD. Reactores
13/05/2011						
13/05/2011						
13/05/2011						

Anexos

Días	Días Acum	Lectura BG(A) [ml]	Lectura BG(B) [ml]	Lectura BG(C) [ml]	BG(A) [ml]	BG(B) [ml]	BG(C) [ml]	BG(A) Acum [ml]	BG(B) Acum [ml]	BG(C) Acum [ml]
2	2	20	20	20	20	20	20	20	20	20
2	4	20	20	20	0	0	0	20	20	20
3	7	95	95	95	75	75	75	95	95	95
11	18	520	530	550	425	435	455	520	530	550
6	24	610	620	640	90	90	90	610	620	640
5	29	230	220	210	230	220	210	840	840	850
6	35	410	410	420	180	190	210	1020	1030	1060
4	39	750	750	760	340	340	340	1360	1370	1400
4	43	360	360	380	360	360	380	1720	1730	1780
2	45	630	630	640	270	270	260	1990	2000	2040
5	50	620	620	640	620	620	640	2610	2620	2680
2	52	780	780	820	160	160	180	2770	2780	2860
6	58	320	320	340	320	320	340	3090	3100	3200
5	63	440	440	460	120	120	120	3210	3220	3320
4	67	530	530	560	90	90	100	3300	3310	3420
4	71	630	640	660	100	110	100	3400	3420	3520
3	74	700	710	730	70	70	70	3470	3490	3590
5	79	100	100	100	100	100	100	3570	3590	3690
2	81	150	150	150	50	50	50	3620	3640	3740

Anexos

Días	Días Acum	Vol Reactor [ml]	Tasa BG(A) [ml/l.d]	Tasa BG(B) [ml/l.d]	Tasa BG(C) [ml/l.d]
2	2	1990	5,03	5,03	5,03
2	4	1980	0,00	0,00	0,00
3	7	1970	12,69	12,69	12,69
11	18	1960	19,71	20,18	21,10
6	24	1950	7,69	7,69	7,69
5	29	1940	23,71	22,68	21,65
6	35	1930	15,54	16,41	18,13
4	39	1920	44,27	44,27	44,27
4	43	1910	47,12	47,12	49,74
2	45	1900	71,05	71,05	68,42
5	50	1890	65,61	65,61	67,72
2	52	1880	42,55	42,55	47,87
6	58	1870	28,52	28,52	30,30
5	63	1860	12,90	12,90	12,90
4	67	1850	12,16	12,16	13,51
4	71	1840	13,59	14,95	13,59
3	74	1830	12,75	12,75	12,75
5	79	1820	10,99	10,99	10,99
2	81	1810	13,81	13,81	13,81

Anexos

Biogás Acum [ml]	Temp Amb °C	Temp Amb K	Biogás Acum 25°C [ml]	Biogás 25°C [ml]	Vol Reactor [ml]	Tasa BG [ml/l.d]	Días Acum Ajust	Tasa BG Corr [ml/l.d]	SVT [g/l]	SVT [g]	BG/SVT [l/gSVT]
20	24	297	20	20	1990	5,03	2	7	21,83	43,45	0,46
20	25	298	20	0	1980	0,00	4	7	18,74	37,11	0,00
95	25	298	95	75	1970	12,69	7	8	19,85	39,10	1,92
533	25	298	533	438	1960	20,33	18	12	19,09	37,42	11,71
623	24	297	625	90	1950	7,69	24	15	20,30	39,59	2,28
843	28	301	835	218	1940	22,68	29	19	19,99	38,79	5,62
1037	23	296	1044	195	1930	16,70	35	26	21,71	41,90	4,65
1377	25	298	1377	340	1920	44,27	39	37	19,12	36,71	9,26
1743	21	294	1767	372	1910	47,99	43	57	19,37	37,01	10,04
2010	24	297	2017	268	1900	70,18	45	70	19,11	36,32	7,37
2637	25	298	2637	627	1890	66,31	49	68	18,85	35,62	17,59
2803	25	298	2803	167	1880	44,33	52	47	17,65	33,18	5,02
3130	24	297	3141	328	1870	29,11	58	26	18,27	34,17	9,59
3250	24	297	3261	120	1860	12,90	63	16	18,40	34,22	3,52
3343	24	297	3355	94	1850	12,61	67	13	17,86	33,04	2,83
3447	23	296	3470	104	1840	14,04	71	12	17,25	31,74	3,28
3517	25	298	3517	70	1830	12,75	74	12	17,14	31,37	2,23
3617	25	298	3617	100	1820	10,99	79	12			
3667	23	296	3691	50	1810	13,81	81	11			0,08

Anexos

Días Acum	Biogás [ml]	Biogás Acum [ml]	Temp Amb °C	Temp Amb K	Biogás Acum 25°C [ml]	CH4 Acum 25°C [mgDQO/l]	Biogás 25°C [ml]	CH4 25°C [mgDQO/l]	Vol Reactor [ml]	Tasa BG(C) [ml/l.d]
2	20	20	24	297	20	5	20	5	1990	5,03
4	0	20	25	298	20	5	0	0	1980	0,00
7	75	95	25	298	95	24	75	19	1970	12,69
18	438	533	25	298	533	133	438	109	1960	20,33
24	90	623	24	297	625	155	90	22	1950	7,69
29	220	843	28	301	835	207	218	54	1940	22,68
35	193	1037	23	296	1044	259	195	48	1930	16,70
39	340	1377	25	298	1377	342	340	84	1920	44,27
43	367	1743	21	294	1767	439	372	92	1910	47,99
45	267	2010	24	297	2017	501	268	66	1900	70,18
50	627	2637	25	298	2637	655	627	156	1890	66,31
52	167	2803	25	298	2803	697	167	41	1880	44,33
58	327	3130	24	297	3141	780	328	81	1870	29,11
63	120	3250	24	297	3261	810	120	30	1860	12,90
67	93	3343	24	297	3355	834	94	23	1850	12,61
71	103	3447	23	296	3470	862	104	26	1840	14,04
74	70	3517	25	298	3517	874	70	17	1830	12,75
79	100	3617	25	298	3617	899	100	25	1820	10,99
81	50	3667	23	296	3691	917	50	13	1810	13,81

Anexos

Días	Sólidos Totales								
	Crisol [g]	Mue Húm [g]	M Seca [105 °C] + Crisol [g]	ST	M Seca [550 °C] + Crisol [g]	SFT	SVT	SFT Frac	SVT Frac
2	9,7231	0,9390	9,7495	2,81%	9,7290	0,63%	2,18%	22,35%	77,65%
4	14,4651	3,9112	14,5643	2,54%	14,4910	0,66%	1,87%	26,11%	73,89%
7	9,7253	2,5849	9,7924	2,60%	9,7411	0,61%	1,98%	23,55%	76,45%
18	9,7270	2,5507	9,7901	2,47%	9,7414	0,56%	1,91%	22,82%	77,18%
24	9,7294	2,4926	9,7956	2,66%	9,7450	0,63%	2,03%	23,56%	76,44%
29	9,7323	2,9309	9,8093	2,63%	9,7507	0,63%	2,00%	23,90%	76,10%
35	9,7327	2,842	9,8120	2,79%	9,7503	0,62%	2,17%	22,19%	77,81%
39	9,7336	4,4719	9,8474	2,54%	9,7619	0,63%	1,91%	24,87%	75,13%
43	9,7344	4,0156	9,8378	2,57%	9,7600	0,64%	1,94%	24,76%	75,24%
45	9,7350	4,9284	9,8599	2,53%	9,7657	0,62%	1,91%	24,58%	75,42%
50	9,7378	4,9452	9,8621	2,51%	9,7689	0,63%	1,88%	25,02%	74,98%
52	9,7382	5,0200	9,8591	2,41%	9,7705	0,64%	1,76%	26,72%	73,28%
58	9,7382	3,7545	9,8303	2,45%	9,7617	0,63%	1,83%	25,52%	74,48%
63	9,7385	3,3319	9,8208	2,47%	9,7595	0,63%	1,84%	25,52%	74,48%
67	9,7390	4,5854	9,8493	2,41%	9,7674	0,62%	1,79%	25,75%	74,25%
71	9,7330	6,9788	9,8982	2,37%	9,7778	0,64%	1,73%	27,12%	72,88%
74	9,7273	4,7194	9,8371	2,33%	9,7562	0,61%	1,71%	26,32%	73,68%
79	9,7282	3,3003	9,8039	2,29%					

Días	Sólidos Disueltos				
	Crisol [g]	Mue Húm [g]	M Seca [180 °C] + Crisol [g]	SDT	SDT Frac
2	9,3502	2,6937	9,3674	0,64%	22,71%
4	9,3508	4,3517	9,3758	0,57%	22,65%
7	10,0296	2,8485	10,0473	0,62%	23,94%
18	9,3512	3,5930	9,3701	0,53%	21,26%
24	9,3510	4,5232	9,3804	0,65%	24,47%
29	9,3510	4,1173	9,3783	0,66%	25,24%
35	9,3509	3,6425	9,3785	0,76%	27,16%
39	9,3511	6,0257	9,3914	0,67%	26,28%
43	9,3512	4,8707	9,3838	0,67%	25,99%
45	9,3513	4,9868	9,3825	0,63%	24,69%
50	9,3516	5,3870	9,3830	0,58%	23,19%
52	9,3514	4,4499	9,3764	0,56%	23,33%
58	9,3514	5,0965	9,3798	0,56%	22,72%
63	9,3515	5,8985	9,3892	0,64%	25,88%
67	9,3518	5,8981	9,3855	0,57%	23,75%
71	9,3520	5,4222	9,3828	0,57%	24,00%
74	9,3515	4,9560	9,3800	0,58%	24,72%

Anexos

Días	Sólidos Suspendedos					SS Corregidos		
	M Seca [105 °C] + Crisol [g]	M Seca [550 °C] + Crisol [g]	SST	SSV	SSV Frac	SST por Dif (ST- SDT)	Vol. M [ml]	SSV Correg
2	10,1640	10,0554	4,39%	3,49%	79,68%	2,17%	6,2725	1,73%
4	8,1178	8,0684	4,61%	3,74%	81,12%	1,96%	3,1043	1,59%
7	9,8626	9,8355	4,56%	3,71%	81,38%	1,97%	1,6865	1,61%
18	9,8690	9,8366	4,93%	4,11%	83,51%	1,95%	1,9920	1,63%
24	9,8720	9,8384	4,82%	3,91%	81,16%	2,01%	2,0639	1,63%
29	9,8874	9,8422	4,64%	3,76%	81,15%	1,96%	2,8359	1,59%
35	9,8725	9,8398	4,43%	3,60%	81,34%	2,03%	1,9778	1,65%
39	9,8947	9,8462	4,81%	3,80%	79,12%	1,88%	3,2676	1,48%
43	9,8985	9,8475	4,80%	3,80%	79,32%	1,91%	3,3742	1,51%
45	9,8953	9,8471	4,64%	3,69%	79,54%	1,91%	3,1750	1,52%
50	9,9064	9,8492	4,44%	3,59%	80,91%	1,93%	3,6620	1,56%
52	9,9224	9,8543	4,80%	3,80%	79,09%	1,85%	4,6627	1,46%
58	9,9020	9,8501	4,56%	3,64%	79,97%	1,90%	3,4233	1,52%
63	9,8871	9,8471	4,88%	3,91%	80,16%	1,83%	2,7254	1,47%
67	9,8914	9,8474	4,57%	3,73%	81,63%	1,83%	2,9388	1,50%
71	9,9108	9,8531	4,74%	3,71%	78,29%	1,80%	4,0964	1,41%
74	9,9435	9,8592	4,54%	3,59%	79,01%	1,75%	6,0919	1,38%

Anexo IV: Planillas de cálculo para constantes

θ [d]	S [mg/l]	X [mg/l]	dS/dt [mg/l.d]	dX/dt [mg/l.d]	S _m [mg/l]	X _m [mg/l]
0	5.000	1.761				
5	4.787	1.745	42,6	-3,2	4.893	1.753
10	4.587	1.730	40,1	-3,0	4.687	1.737
15	4.391	1.712	39,1	-3,5	4.489	1.721
20	4.202	1.693	37,8	-3,9	4.297	1.703
25	4.022	1.672	36,0	-4,1	4.112	1.683
30	3.849	1.651	34,6	-4,3	3.935	1.661
35	3.683	1.628	33,3	-4,6	3.766	1.639
40	3.524	1.603	31,8	-5,0	3.603	1.615
45	3.372	1.576	30,3	-5,4	3.448	1.589
50	3.229	1.548	28,7	-5,7	3.300	1.562
55	3.094	1.519	26,9	-5,7	3.161	1.533
60	2.965	1.490	25,8	-5,8	3.030	1.505
65	2.839	1.460	25,1	-6,0	2.902	1.475
70	2.721	1.429	23,8	-6,2	2.780	1.445
75	2.610	1.398	22,0	-6,3	2.666	1.413
80	2.502	1.365	21,7	-6,4	2.556	1.381

Anexos

θ [d]	$dS/X.dt$ [1/d]	$dS/Xm.dt$ [1/d]	$dX/Xm.dt$ [1/d]	S_m/X_m	$(dS/Xm.dt)^{-1}$ [d]	$(S_m/X_m)^{-1}$	$(S_m)^{-1}$ [mg/l]
0							
5	0,024	0,024	-0,002	2,79	41,14	0,36	0,00020
10	0,023	0,023	-0,002	2,70	43,37	0,37	0,00021
15	0,023	0,023	-0,002	2,61	44,00	0,38	0,00022
20	0,022	0,022	-0,002	2,52	45,03	0,40	0,00023
25	0,022	0,021	-0,002	2,44	46,72	0,41	0,00024
30	0,021	0,021	-0,003	2,37	48,03	0,42	0,00025
35	0,020	0,020	-0,003	2,30	49,26	0,44	0,00027
40	0,020	0,020	-0,003	2,23	50,83	0,45	0,00028
45	0,019	0,019	-0,003	2,17	52,43	0,46	0,00029
50	0,019	0,018	-0,004	2,11	54,48	0,47	0,00030
55	0,018	0,018	-0,004	2,06	56,92	0,49	0,00032
60	0,017	0,017	-0,004	2,01	58,30	0,50	0,00033
65	0,017	0,017	-0,004	1,97	58,73	0,51	0,00034
70	0,017	0,016	-0,004	1,92	60,80	0,52	0,00036
75	0,016	0,016	-0,004	1,89	64,17	0,53	0,00038
80	0,016	0,016	-0,005	1,85	63,80	0,54	0,00039